



Universidad  
Politécnica  
de Cartagena



**ESCUELA UNIVERSITARIA DE INGENIERÍA DE CAMINOS  
CANALES Y PUERTOS Y DE INGENIERÍA DE MINAS**

**TRABAJO FIN DE GRADO:**

**- INTEGRACIÓN ENERGÉTICA DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE  
CUMENO PARA LA PRODUCCIÓN DE 10000 Tn/año -**

**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL**

**Titulación:** Grado en Ingeniería de Recursos Minerales y Energía

**Alumno:** Miguel Antonio Muñoz Martínez

**Directora:** Mercedes Alacid Cárceles

Cartagena 9 de Octubre 2013

# INDICE

---

## 1.- MEMORIA DESCRIPTIVA

## 2.- ANEXO I – ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS





Universidad  
Politécnica  
de Cartagena



**ESCUELA UNIVERSITARIA DE INGENIERÍA DE CAMINOS  
CANALES Y PUERTOS Y DE INGENIERÍA DE MINAS**

**TRABAJO FIN DE GRADO:**

**- INTEGRACIÓN ENERGÉTICA DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE  
CUMENO PARA LA PRODUCCIÓN DE 10000 Tn/año -**

**MEMORIA DESCRIPTIVA**

**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL**

**Titulación:** Grado en Ingeniería de Recursos Minerales y Energía

**Alumno:** Miguel Antonio Muñoz Martínez

**Directora:** Mercedes Alacid Cárceles

**ÍNDICE DE LA MEMORIA**

**NºHoja**

<b>1. <u>INTRODUCCIÓN</u></b>	<b>1</b>
<b>2. <u>OBJETO DEL PROYECTO</u></b>	<b>2</b>
<b>3. <u>ANTECEDENTES</u></b>	<b>3</b>
<b>3.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DEL CUMENO</b>	<b>3</b>
<b>3.2. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA ORIGINAL</b>	<b>3</b>
<b>3.3. DESCRIPCIÓN DE CORRIENTES</b>	<b>5</b>
3.3.1. Corrientes de entrada	5
3.3.2. Corrientes de salida	5
<b>3.4. DESCRIPCIÓN DE LAS SUSTANCIAS</b>	<b>6</b>
3.4.1. Cumeno	6
3.4.2. Fenol	7
3.4.3. Acetona	8
3.4.4. Benceno	9
3.4.5. Propileno	10
<b>4. <u>NORMATIVA Y LEGISLACIÓN APLICABLE</u></b>	<b>11</b>
<b>5. <u>TIPOS DE INTERCAMBIADORES</u></b>	<b>17</b>
<b>5.1. INTERCAMBIADORES DE TUBERÍA DOBLE</b>	<b>17</b>
<b>5.2. INTERCAMBIADORES REFRIGERADOS POR AIRE</b>	<b>18</b>
<b>5.3. INTERCAMBIADORES DE TIPO PLACA</b>	<b>18</b>
<b>5.4 INERCAMBIADORES DE CARCASA Y TUBOS</b>	<b>19</b>
5.4.1. Intercambiadores de cabezal fijo	22
5.4.2. Intercambiadores de cabezal en forma de U	22
5.2.3. Intercambiadores con cabezal flotante	23
<b>6. <u>MATERIALES Y MÉTODOS</u></b>	<b>25</b>
<b>6.1. MÉTODOS EMPLEADOS</b>	<b>25</b>

<b>6.1.1 Tecnología del pinzamiento</b>	25
<b>6.1.2. Método de diseño de intercambiadores de calor</b>	27
6.1.2.1. <u>Balance de energía</u>	28
6.1.2.2.- <u>Asignación de flujos</u>	29
6.1.2.3.- <u>Diagramas térmicos</u>	29
6.1.2.4.- <u>Número de celdas en serie</u>	30
6.1.2.5. <u>Diferencia de temperatura media corregida</u>	30
6.1.2.6.- <u>Cálculo del diámetro del tubo, espesor y longitud</u>	31
6.1.2.7.- <u>Coeficientes de transferencia de calor</u>	32
6.1.2.8.- <u>Superficie necesaria</u>	33
6.1.2.9.- <u>Tamaño de la carcasa</u>	33
6.1.2.10.- <u>Perdida de presión en el tubo</u>	35
6.1.2.11.- <u>Perdida de presión en el casco</u>	37
<b>6.1.3. Estimación de Costes</b>	40
<b>6.2. HERRAMIENTAS UTILIZADAS</b>	42
<b>6.2.1. Aplicación Informática Microsoft Office-Excel 2010</b>	42
<b>6.2.2. Aplicación Informática Chemcad v.6.0.1.1525</b>	42
<b>6.2.3. Aplicación Informática Capcost 2012</b>	43
<b>7. <u>RESULTADOS</u></b>	44
<b>7.1. DATOS DE LAS CORRIENTES</b>	44
<b>7.2 DATOS DE LOS INERCAMBIADORES DE CALOR</b>	54
<b>7.2.1. Intercambiador de calor E – 101</b>	54
7.2.1.1. <u>Ficha intercambiador de calor</u>	54
7.2.1.2. <u>Curva de calor del intercambiador</u>	56

7.2.1.3. <u>Curva de LMTD del intercambiador</u>	58
<b>7.2.2. Intercambiador de calor E – 102</b>	59
7.2.2.1. <u>Ficha intercambiador de calor</u>	59
7.2.2.2. <u>Curva de calor del intercambiador</u>	61
7.2.2.3. <u>Curva de LMTD del intercambiador</u>	63
<b>7.2.3. Intercambiador de calor E – 103</b>	64
7.2.3.1. <u>Ficha intercambiador de calor</u>	64
7.2.3.2. <u>Curva de calor del intercambiador</u>	66
7.2.3.3. <u>Curva de LMTD del intercambiador</u>	68
<b>7.2.4. Intercambiador de calor EAux – 201</b>	69
7.2.4.1. <u>Ficha intercambiador de calor</u>	69
7.2.4.2. <u>Curva de calor del intercambiador</u>	71
7.2.4.3. <u>Curva de LMTD del intercambiador</u>	73
<b>7.2.5. Intercambiador de calor EAux – 202</b>	74
7.2.5.1. <u>Ficha intercambiador de calor</u>	74
7.2.5.2. <u>Curva de calor del intercambiador</u>	76
7.2.5.3. <u>Curva de LMTD del intercambiador</u>	78
<b>8. <u>ESTIMACIÓN DE COSTES</u></b>	79
<b>8.1 VALORACIÓN DE EQUIPOS</b>	79
<b>8.2. VALORACIÓN DE CORRIENTES AUXILIARES</b>	81
<b>8.3. COSTES DE LOS EQUIPOS DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA PLANTA ORIGINAL</b>	83
<b>8.3.1. Método de estimación de costes originales</b>	83
8.3.1.1. <u>Cálculo del coste base del equipo (Cp)</u>	83

8.3.1.2. <u>Cálculo de la corrección por material (<math>F_M</math>)</u>	84
8.3.1.3. <u>Cálculo de la corrección por presión (<math>F_p</math>)</u>	84
8.3.1.4. <u>Cálculo del coste de referencia (<math>F_{BM}</math>)</u>	84
8.3.1.5. <u>Cálculo del factor de actualización</u>	84
8.3.1.6. <u>Cálculo del coste definitivo del equipo</u>	85
<b>8.3.2. Datos de costes de intercambiadores de calor</b>	
<b>de la planta original</b>	86
8.3.2.1. <u>Coste del intercambiador de calor E-101</u>	86
8.3.2.2. <u>Coste del intercambiador de calor E-102</u>	87
8.3.2.3. <u>Coste del intercambiador de calor E-103</u>	87
8.3.2.4. <u>Coste del intercambiador de calor E-104</u>	88
<b>9- <u>COMPARATIVA CON LA INSTALACIÓN</u></b>	
<b><u>DE LA PLANTA ORIGINAL</u></b>	89
<b>9.1. BALANCE ENERGÉTICO DE INTERCAMBIADORES</b>	89
<b>9.2. BALANCE ECONÓMICO DE INTERCAMBIADORES</b>	91
9.2.1. Comparativa de costes de equipos e instalación	91
9.2.2. Comparativa de costes de energía auxiliar aportada	92
<b>10. <u>OPTIMIZACIÓN DE <math>\Delta T_{min}</math></u></b>	93
<b>11. <u>CONCLUSIONES</u></b>	102
<b>12. <u>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS</u></b>	105

## ÍNDICE DE FIGURAS

## NºHoja

<b>Figura 3.1.</b> Representación esquemática de la distribución de equipos en la planta de producción de Cumeno original. Dibujo originado por el software Chemcad v.6.0.1.	4
<b>Figura 3.2.</b> Representación en 2D y 3D de la disposición espacial de la estructura química del Cumeno.	7
<b>Figura 3.3.</b> Representación en 2D y 3D de la disposición espacial de la estructura química del Benceno.	9
<b>Figura 5.1.</b> Representación de intercambiadores de calor de tubería doble.	17
<b>Figura 5.2.</b> Representación de un intercambiador de calor refrigerado por aire.	18
<b>Figura 5.3.</b> Esquema de un intercambiador de tipo placa.	19
<b>Figura 5.4.</b> Nomenclatura intercambiadores de tipo carcasa y tubos según TEMA.	21
<b>Figura 5.5.</b> Ejemplos de intercambiadores de tipo carcasa y tubos según TEMA con distintas configuraciones (AES, AKT, CFU).	24
<b>Figura 6.1.</b> Representación diagrama de ejes T/Q la composición de corrientes frías y corrientes calientes para el método del pinzamiento.	26
<b>Figura 6.2.</b> Representación de las corrientes fría y caliente que se cruzan en un intercambiador de calor.	30
<b>Figura 7.1.</b> Esquema de la configuración para la nueva planta de proceso con integración energética.	45
<b>Figura 7.2.</b> Gráfica representativa de las curvas de calor y cambio de estado de las corrientes.	50

<b>Figura 7.3.</b> Gráfica representativa de las curvas de calor.	52
<b>Figura 7.4.</b> Gráfica representativa de las curvas de calor con incremento de $T^a$ mínima.	53
<b>Figura 7.5.</b> Gráfica curva de calor del intercambiador E – 101.	57
<b>Figura 7.6.</b> Gráfica LMTD del intercambiador E – 101.	58
<b>Figura 7.7.</b> Gráfica curva de calor del intercambiador E – 102.	62
<b>Figura 7.8.</b> Gráfica LMTD del intercambiador E – 102.	63
<b>Figura 7.9.</b> Gráfica curva de calor del intercambiador E – 103.	67
<b>Figura 7.10.</b> Gráfica LMTD del intercambiador E – 103.	68
<b>Figura 7.11.</b> Gráfica curva de calor del intercambiador EAux - 201.	72
<b>Figura 7.12.</b> Gráfica LMTD del intercambiador EAux - 201.	73
<b>Figura 7.13.</b> Gráfica curva de calor del intercambiador EAux - 202.	77
<b>Figura 7.14.</b> Gráfica LMTD del intercambiador EAux - 202.	728
<b>Figura 8.1.</b> Representación de la estimación del coste económico de los equipos según Capcost 2012.	80
<b>Figura 8.2.</b> Representación de la estimación del coste económico de los auxiliares según Capcost 2012.	82
<b>Figura 8.3.</b> Valores del CEPCI según el año de estimación.	85
<b>Figura 10.1.</b> Curvas de calor y valores de energía auxiliar para $\Delta T_{min} = 11^{\circ}C$ .	94
<b>Figura 10.2.</b> Curvas de calor y valores de energía auxiliar para $\Delta T_{min} = 17,5^{\circ}C$ .	95
<b>Figura 10.3.</b> Curvas de calor y valores de energía auxiliar para $\Delta T_{min} = 30^{\circ}C$ .	96
<b>Figura 10.4.</b> Curvas de calor y valores de energía auxiliar para $\Delta T_{min} = 40^{\circ}C$ .	97
<b>Figura 10.5.</b> Curvas de calor y valores de energía auxiliar para $\Delta T_{min} = 50^{\circ}C$ .	98
<b>Figura 10.6.</b> Gráfica de valores de área total de intercambio para distintas $\Delta T_{min}$ .	99
<b>Figura 10.7.</b> Gráfica de consumo energético de auxiliares para distintas $\Delta T_{min}$ .	100

**Figura 10.8.** Gastos estimados de instalación y auxiliares

para distintas  $\Delta T_{min}$  en un año. 101

**Figura 10.9.** Gastos estimados de instalación y auxiliares

para distintas  $\Delta T_{min}$  en tres años. 101



**ÍNDICE DE TABLAS****NºHoja**

<b>Tabla 3.1.</b> Composición corrientes entrada planta original.	5
<b>Tabla 3.2.</b> Composición corrientes salida cabeza columna planta original.	5
<b>Tabla 3.3.</b> Composición corrientes salida fondo columna planta original.	6
<b>Tabla 7.1.</b> Datos corrientes de la planta de proceso original.	44
<b>Tabla 7.2.</b> Datos corrientes 6,7,8,9 y 10 de la planta de proceso con integración energética..	46
<b>Tabla 7.3.</b> Datos de composiciones de las corrientes 6, 7, 8, 9 y 10 de la planta de proceso con integración energética.	46
<b>Tabla 7.4.</b> Datos corrientes 11, 20, 21, 22 y 23 de la planta de proceso con integración energética.	47
<b>Tabla 7.5.</b> Datos de composiciones de las corrientes 11, 20, 21, 22 y 23 de la planta de proceso con integración energética.	47
<b>Tabla 7.6.</b> Datos de las corrientes auxiliares en la planta de proceso con integración energética.	48
<b>Tabla 7.7.</b> Datos de la corriente fría para la construcción de la curva de cambio de estado.	49
<b>Tabla 7.8.</b> Datos de la corriente caliente para la construcción de la curva de cambio de estado.	49
<b>Tabla 7.9.</b> Datos de la corriente fría para la construcción de la curva de calor.	51
<b>Tabla 7.10.</b> Datos de la corriente caliente para la construcción de la curva de calor.	52
<b>Tabla 7.11.</b> Ficha intercambiador de calor E – 101.	55
<b>Tabla 7.12.</b> Datos curva calor intercambiador de calor E – 101.	56

<b>Tabla 7.13.</b> Ficha intercambiador de calor E – 102.	60
<b>Tabla 7.14.</b> Datos curva calor intercambiador de calor E – 102.	61
<b>Tabla 7.15.</b> Ficha intercambiador de calor E – 103.	65
<b>Tabla 7.16.</b> Datos curva calor intercambiador de calor E – 103.	66
<b>Tabla 7.17.</b> Ficha intercambiador de calor EAux - 201.	70
<b>Tabla 7.18.</b> Datos curva calor intercambiador de calor EAux - 201.	71
<b>Tabla 7.19.</b> Ficha intercambiador de calor EAux - 202.	75
<b>Tabla 7.20.</b> Datos curva calor intercambiador de calor EAux - 202.	76
<b>Tabla 8.1.</b> Estimación de costes en euros de los equipos con los valores ponderados según CEPCI.	81
<b>Tabla 8.2.</b> Estimación de costes en euros de los auxiliares con los valores ponderados según CEPCI.	83
<b>Tabla 9.1.</b> Balance energía intercambiadores originales.	89
<b>Tabla 9.2.</b> Balance energía intercambiadores nueva instalación.	90
<b>Tabla 9.3.</b> Comparación del balance de energía.	90
<b>Tabla 9.4.</b> Balance económico intercambiadores originales.	91
<b>Tabla 9.5.</b> Balance económico intercambiadores de nueva instalación.	91
<b>Tabla 9.10.</b> Balance económico de auxiliares en intercambiadores de nueva instalación.	92
<b>Tabla 9.11.</b> Balance económico de auxiliares en intercambiadores originales.	92
<b>Tabla 10.1.</b> Valores de áreas y consumos de axuiliaries para distintas $\Delta T_{min}$ .	99
<b>Tabla 10.2.</b> Estimación de costes para distintas $\Delta T_{min}$ .	100
<b>Tabla 11.1.</b> Comparación costes equipos originales y de nueva instalación.	104
<b>Tabla 11.2.</b> Comparación gastos en auxiliares en equipos originales y de nueva instalación.	104

## **1. INTRODUCCIÓN**

El elevado crecimiento de la economía en los últimos años se traduce en una extraordinaria expansión del consumo de energía, por lo que la eficiencia energética se ha convertido en un tema importante en el sector industrial. Los costos energéticos representan una proporción elevada en los presupuestos globales de producción en distintos sectores industriales. Al mismo tiempo, éstos hacen frente a una severa competitividad en el mercado y a una estricta regulación y normativa ambiental.

Bajo estas circunstancias, la mayoría de las compañías se centran en incrementar el uso eficiente de energía que, junto con la diversificación energética, es la principal herramienta para disminuir el consumo de energía en el mundo.

El incremento en los precios de la energía, las limitaciones de capital, los recursos humanos y la incertidumbre del suministro de energía, han hecho que los estudios integrales de energía sean una estrategia de gran importancia en el ámbito industrial.

Muchos métodos han sido desarrollados con el objetivo de disminuir los consumos de servicios auxiliares en forma de corrientes energéticas tales como vapor y agua de refrigeración dentro de un proceso productivo.

Uno de éstos, es el denominado: Integración Energética, el cual consiste en planificar una serie de etapas de intercambio de calor de tal manera que las corrientes de proceso que se desean enfriar lo hagan mediante las corrientes de proceso que deben ser calentadas.

## **2. OBJETO DEL PROYECTO**

Este documento denominado “INTEGRACIÓN ENERGÉTICA DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CUMENO PARA LA PRODUCCIÓN DE 10.000 Tn/año” constituye el Trabajo Fin de Grado necesario para obtener el título de Ingeniero de Recursos Minerales y Energéticos, y tiene por objeto realizar el estudio técnico relativo al dimensionado de los equipos necesarios para la integración energética y la estimación de costes de los mismos.

El estudio parte de un proceso químico integrado en un marco de producción industrial para la obtención, principalmente, del producto denominado Cumeno con unas expectativas de producción de 10000 Tn/año y un mínimo de 10 años de vida. El Cumeno es un producto de interés comercial que se utiliza como materia prima para la producción de fenol y acetona.

Para la realización del proceso de selección y dimensionado de equipos, lo primero es definir y conocer las características de las distintas corrientes del proceso, una vez identificadas, se establecen unos criterios termodinámicos para el aprovechamiento energético de dichas corrientes, en base a dichas consideraciones, se procede al dimensionamiento de los equipos encargados de cruzar las corrientes que se necesitan calentar con las que se deberían enfriar conforme a los requerimientos del proceso. Seguidamente, con todos los equipos y las corrientes definidas, se hace un balance energético y una estimación de costes de equipos y de corrientes auxiliares.

### 3. ANTECEDENTES

#### 3.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DEL CUMENO

El cumeno se obtiene a partir de benceno y propileno mediante la reacción de alquilación de Friedel-Crafts:



Simultáneamente tiene lugar la reacción:



Se utilizan como materias primas benceno (puro) y propileno procedente del corte C3 de planta de pirólisis, conteniendo un 5% de propano como impureza. La reacción se lleva a cabo en presencia de un catalizador que opera en el rango 300-400°C de temperatura y a 25 atm de presión. El benceno se mantiene en exceso para limitar la cantidad del subproducto DIPB producida. Los reactantes se alimentan líquidos desde sus tanques de almacenamiento respectivos. Después de bombear los reactantes hasta la presión dictada por las condiciones de operación del catalizador, se vaporizan y se calientan hasta la temperatura de reacción.

La proporción molar benceno/propileno es 2:1, con una conversión del 99% en propileno y una selectividad relativa cumeno/DIPB de 31. A la salida del reactor, los productos se enfrían a 40° C y hasta presión atmosférica para condensar esencialmente todo el cumeno, junto con el DIPB y el benceno no reaccionado. El propileno y el propano se separan del líquido -pudiendo aprovecharse su valor como combustible-, mientras que el cumeno bruto se envía a dos torres de destilación. La primera torre separa el benceno del cumeno y el DIPB, recirculándose el benceno de nuevo a las condiciones de entrada al reactor. La segunda torre efectúa la separación del cumeno y el DIPB obteniéndose un cumeno del 99.8 % de pureza. El DIPB se puede vender como combustible.

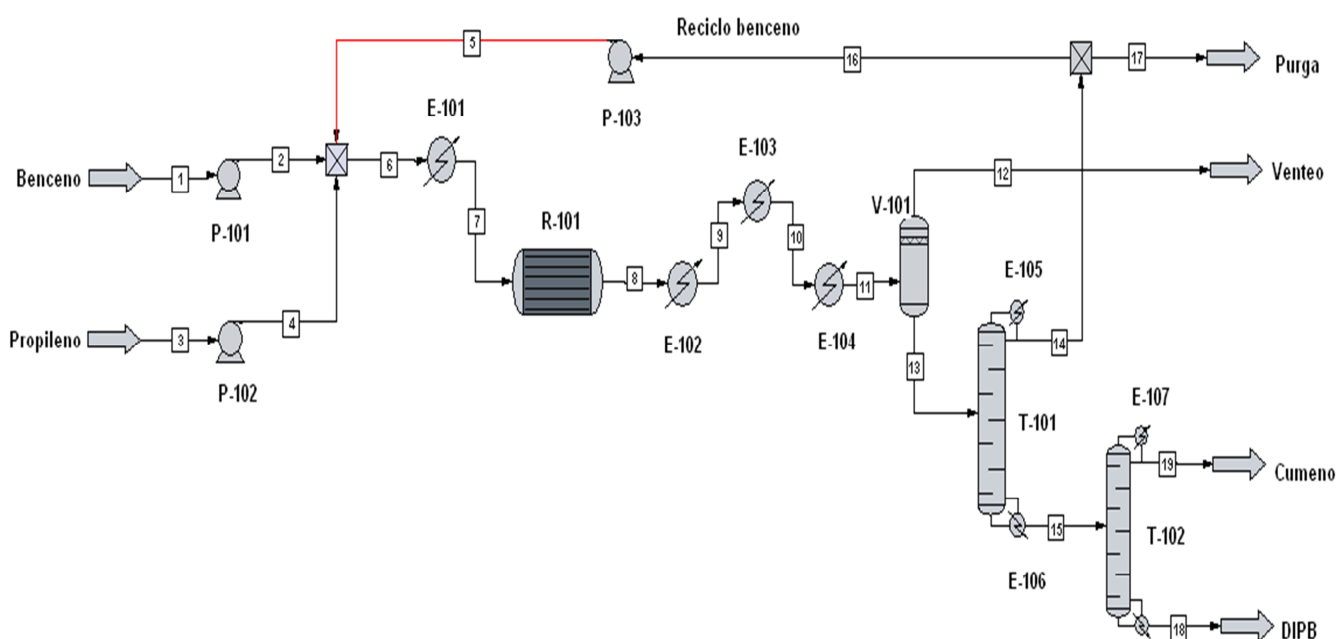
#### 3.2. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA ORIGINAL

La planta de fabricación de cumeno constará de una bomba P-101 encargada de impulsar el Benceno de la alimentación a 25 atmosferas y la bomba P-102 la cual impulsa la alimentación de Propileno a 25 atmosferas, ambos compuestos se mezclan junto a una recirculación de benceno, entonces se llevan a E-101 que es un vaporizador de alimentación, en el cual se eleva la temperatura entre 300-400°C.

La mezcla entra en R-101, reactor de síntesis de cumeno en el que se produce la reacción Friedel-Crafts, y los productos pasan por E-102, E-103 y E-104, desobrecalentador de productos, condensador de productos y subenfriador de productos respectivamente, donde hemos conseguido una temperatura de 40°C, entonces la mezcla entra en V-101, o destilación flash donde separamos venteo por cabeza, y el resto de componentes que los llevamos a la primera columna de destilación T-101, la cual separa por cabeza benceno, el cual recirculamos mediante bomba P-103, de cumeno e diisopropilbenceno por cola de la columna, los cuales se separan en una segunda columna de destilación T-102.

En cada una de las columnas de destilación tendremos un condensador E-105 y E-107, en cabeza de columna y un *reboiler* (rehervidor) en cola de columna E-106 y E-108.

Las especificaciones técnicas y el dimensionado, junto con los cálculos de diseño de cada uno de los componentes originales que conforman la planta de producción de cumeno, se encuentran recopilados en el **Anexo I – Especificaciones de equipos**.



**Figura 3.1.** Representación esquemática de la distribución de equipos en la planta de producción de Cumeno original. Dibujo originado por el software Chemcad v.6.0.1.

### 3.3. DESCRIPCIÓN DE CORRIENTES

#### 3.3.1. Corrientes de entrada

Una vez las dos corrientes de entrada y la recirculación han sido mezcladas la composición de la corriente que entra al reactor, a 349,85 °C y 25,3 bar, con un caudal de 46697,21 kg/h, es:

	Composición (kg/h):	Composición %:
<b>Propano</b>	535,3873	1,146508 %
<b>Propileno</b>	10081,86	21,58986 %
<b>Benceno</b>	35952,79	76,99130 %
<b>Cumeno</b>	127,1651	0,272318 %
<b>DIPB</b>	0,00663645	0,00001421165 %

**Tabla 3.1.** Composición corrientes entrada planta original.

#### 3.3.2. Corrientes de salida

El producto que queremos obtener es cumeno de al menos 99,8% de pureza.

Por la cabeza de la columna de destilación T - 102, vamos a obtener principalmente cumeno. La corriente está a 103,03 °C y 0,25 bar, con un caudal de 12855,32 kg/h. Su composición:

	Composición (kg/h):	Composición %:
<b>Propano</b>	0	0 %
<b>Propileno</b>	0	0 %
<b>Benceno</b>	127,74	0,99369 %
<b>Cumeno</b>	12716,38	98,919220 %
<b>DIPB</b>	11,19583	0,08709104 %

**Tabla 3.2.** Composición corrientes salida cabeza columna planta original.

Por el fondo de la columna de destilación T - 102, se obtiene como subproducto una corriente que está a 157,33 °C y 0,25 bar, con un caudal de 1108,515 kg/h. Su composición:

	Composición (kg/h):	Composición %:
Propano	0	0 %
Propileno	0	0 %
Benceno	0	0 %
Cumeno	0,13	0,011482 %
DIPB	1108,387	99,98852000 %

**Tabla 3.3.** Composición corrientes salida fondo columna planta original.

### 3.4. DESCRIPCIÓN DE LAS SUSTANCIAS

#### 3.4.1. Cumeno

Cumeno es el nombre utilizado comúnmente para el isopropilbenceno, un compuesto químico clasificado entre los hidrocarburos aromáticos. Se encuentra en el petróleo y en algunos de sus productos derivados, como algunos combustibles. Se utiliza en la síntesis de algunos detergentes y, principalmente, en la fabricación de fenol y acetona mediante la obtención previa de hidroperóxido de cumeno.

#### Propiedades físicas y químicas:

El cumeno es un líquido, aromático penetrante, incoloro e inflamable. Su temperatura de inflamación es de 44 °C en copa cerrada y 25 °C en copa abierta; su temperatura de autoignición es de 424 °C; y cuando su dosado en presencia de oxígeno está entre 0,88% y 6,5%.

- Presión de vapor: 8 mmHg (a 20 °C).
- Densidad relativa: 0,86 g/cm<sup>3</sup> (a 15 °C).
- Densidad relativa de los vapores: 4,1 (aire=1).
- Peso molecular: 120,21.
- Factor de conversión (20 °C, 101 kPa): 5,00 mg/m<sup>3</sup> = 1 ppm.
- Fórmula molecular: C<sub>9</sub>H<sub>12</sub>.
- Solubilidad: etanol, acetona, metanol, insoluble en agua
- Punto de fusión: – 97 °C

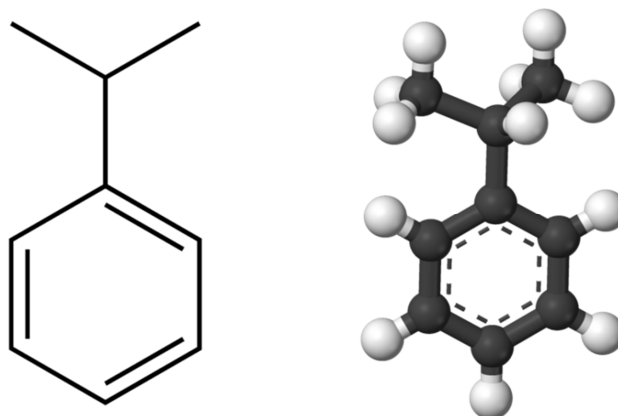


- Punto de ebullición: 152 °C
- Límite de explosividad: inferior 0,9% y superior 6,5% (concentración en aire).
- Número CAS: [98-82-8]

#### Usos y utilidades:

Prácticamente todo el cumeno producido es usado para la producción de fenol y su acetona de coproducto. La oxidación cumeno para la síntesis del fenol ha estado creciendo en la popularidad desde los años 1960 y es prominente hoy. El primer paso de este proceso es la formación de hidroperóxido de cumeno. Con el hidroperóxido el fenol y la acetona en un entorno ácido.

El cumeno se utiliza como componente de alto octanaje en los combustibles de los aviones, como disolvente de pinturas y lacas de celulosa, como materia prima para la síntesis de fenol y acetona y para la producción de estireno por pirólisis. También se encuentra en muchos disolventes comerciales derivados del petróleo, con puntos de ebullición que oscilan entre 150 y 160 °C. Es un buen disolvente de grasas y resinas y, por este motivo, se ha utilizado como sustituto del benceno en muchos de sus usos industriales. El p-cimeno se encuentra en muchos aceites esenciales y se puede obtener por hidrogenación de los terpenos monocíclicos. Es un subproducto del proceso de fabricación de pasta de papel al sulfito y se utiliza principalmente, junto con otros disolventes e hidrocarburos aromáticos, como diluyente de lacas y barnices.



**Figura 3.2.** Representación en 2D y 3D de la disposición espacial de la estructura química del Cumeno.

### 3.4.2. Fenol

El fenol en forma pura es un sólido cristalino de color blanco-incoloro a temperatura ambiente. Su fórmula química es  $C_6H_5-OH$ , y tiene un punto de fusión de 43 °C y un punto de ebullición de 182 °C. El fenol puede sintetizarse mediante la oxidación parcial del benceno.

Industrialmente se obtiene mediante oxidación de cumeno (isopropil benceno) a hidroperóxido de cumeno, que posteriormente, en presencia de un ácido, se excinde en fenol y acetona, que se separan por destilación.

El fenol se usa principalmente en la producción de resinas fenólicas. También se usa en la manufactura de nylon y otras fibras sintéticas. Es muy utilizado en la industria química, farmacéutica y clínica como un potente fungicida, bactericida, antiséptico y desinfectante. También se usa para producir agroquímicos, policarbonatos, en el proceso de fabricación de ácido acetilsalicílico (aspirina) y en preparaciones médicas como enjuagues bucales y pastillas para el dolor de garganta.

### 3.4.3. Acetona

Acetona o propanona es un compuesto químico de fórmula química  $CH_3(CO)CH_3$  del grupo de las cetonas que se encuentra naturalmente en el medio ambiente. A temperatura ambiente se presenta como un líquido incoloro de olor característico. Se evapora fácilmente, es inflamable y es soluble en agua. La acetona sintetizada se usa en la fabricación de plásticos, fibras, medicamentos y otros productos químicos, así como disolvente de otras sustancias químicas.

La síntesis a escala industrial de la acetona se realiza mayoritariamente según el proceso catalítico de hidrólisis en medio ácido del hidroperóxido de cumeno, que permite también la obtención de fenol como coproducto, en una relación en peso de 0,61:1.

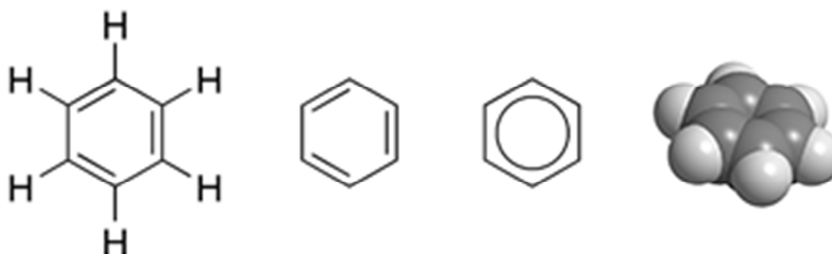
La aplicación más importante de la acetona se encuentra en la fabricación de Metil metacrilato (MMA), mercado que experimenta una demanda creciente (3% anual) desde el 2002 por el incremento en los usos del Polimetilmetacrilato (PMMA), un material antifracturación alternativo al vidrio en la industria de la construcción.

La demanda de Bisfenol-A y de resinas de policarbonato se ha duplicado en la década de los 1990, convirtiéndose en la segunda aplicación importante de la acetona (7% incremento anual), demandada por la industria del automóvil y de microelectrónica (fabricación de discos CD y DVD).

### 3.4.4. Benceno

El benceno es un hidrocarburo aromático de fórmula molecular  $C_6H_6$ , (originariamente a él y sus derivados se le denominaban compuestos aromáticos debido al olor característico que poseen). En el benceno cada átomo de carbono ocupa el vértice de un hexágono regular, aparentemente tres de las cuatro valencias de los átomos de carbono se utilizan para unir átomos de carbono contiguos entre sí, y la cuarta valencia con un átomo de hidrógeno. Según las teorías modernas sobre los enlaces químicos, tres de los cuatro electrones de la capa de valencia del átomo de carbono se utilizan directamente para formar los enlaces covalentes típicos (2C-C y C-H) y el cuarto se comparte con los de los otros cinco átomos de carbono, obteniéndose lo que se denomina "la nube  $\pi$  (pi)" que contiene en diversos orbitales los seis electrones. El benceno es un líquido incoloro y muy inflamable de aroma dulce (que debe manejarse con sumo cuidado debido a su carácter cancerígeno), con un punto de fusión relativamente alto.

El benceno se usa en grandes cantidades en los Estados Unidos. Se encuentra en la lista de los 20 productos químicos de mayor volumen de producción. Algunas industrias usan el benceno como punto de partida para manufacturar otros productos químicos usados en la fabricación de plásticos, resinas, nilón y fibras sintéticas como lo es el kevlar y en ciertos polímeros. También se usa benceno para hacer ciertos tipos de gomas, lubricantes, tinturas, detergentes, medicamentos y pesticidas. Los volcanes e incendios forestales constituyen fuentes naturales de benceno. El benceno es también un componente natural del petróleo crudo, gasolina, el humo de cigarrillo y otros materiales orgánicos que se han quemado. Puede obtenerse mediante la destilación fraccionada del alquitrán de hulla.



**Figura 3.3.** Representación en 2D y 3D de la disposición espacial de la estructura química del Benceno.

### 3.4.5. Propileno

El propileno o propeno ( $\text{H}_2\text{C}=\text{CH}-\text{CH}_3$ ) es un hidrocarburo perteneciendo a los alquenos, incoloro e inodoro. Es un homólogo del etileno. Como todos los alquenos presenta el doble enlace como grupo funcional. Es el segundo compuesto más utilizado en la industria química en todo el mundo.

#### Propiedades fisicoquímicas:

- Fórmula:  $\text{C}_3\text{H}_6$
- Masa molecular: 42,1 g/mol
- Punto de fusión:  $-185,3\text{ }^\circ\text{C}$
- Punto de ebullición:  $-48\text{ }^\circ\text{C}$
- Temperatura de ignición:  $460\text{ }^\circ\text{C}$
- Presión de vapor a  $20\text{ }^\circ\text{C}$ : 10.200 hPa
- N° CAS: 115-07-1
- N° ICSC: 0559
- N° RTECS: UC6740000
- N° CE: 601-011-00-9
- Concentración máxima permitida en los lugares de trabajo: 500 ppm
- Límites de explosividad: 2,0 - 11,1% de propeno en el aire.

#### **4. NORMATIVA Y LEGISLACIÓN APLICABLE**

En la redacción del presente Proyecto, se ha observado el cumplimiento de la Normativa Vigente que le es de aplicación, y en especial, la siguiente:

- Ley 21/1992, de 16 de julio, de Industria (BOE núm. 176, de 23 de julio de 1992).
- Real Decreto 2135/1980, de 26 de septiembre, sobre liberalización industrial (BOE núm. 247, de 14 de octubre de 1980).
- Orden de 19 de diciembre de 1980 sobre normas de procedimientos y desarrollo del Real Decreto 2135/1980, de 26 de septiembre, de liberalización industrial (BOE núm.308, de 24 de diciembre de 1980).
- Orden de 9 de septiembre de 2002 de la Consejería de Ciencia, Tecnología, Industria y Comercio por la que se adoptan medidas de normalización en la tramitación de expedientes en materia de Industria, Energía y Minas (BORM núm. 218, de 19 de septiembre de 2002, con corrección de errores en BORM núm. 235, de 9 de octubre de 2002).
- Resolución de 4 de noviembre de 2002, de la Dirección General de Industria, Energía y Minas, por la que se desarrolla la Orden de 9 de septiembre de 2002 de la Consejería de Ciencia, Tecnología, Industria y Comercio por la que se adoptan medidas de normalización en la tramitación de expedientes en materia de Industria, Energía y Minas (BORM núm. 284, de 10 de diciembre de 2002, con corrección de errores en BORM núm. 85, de 12 de abril de 2003).
- Resolución de 3 de julio de 2003, de la Dirección General de Industria, Energía y Minas, por la que se aprueban los contenidos esenciales de determinados proyectos y el modelo de certificado como consecuencia de la aprobación por el Real Decreto 842/2002, de 2 de agosto, del reglamento electrotécnico para baja tensión (BORM núm. 171, de 26 de julio de 2003).
- Decreto 20/2003, de 21 de marzo, sobre criterios de actuación en materia de seguridad industrial y procedimientos para la puesta en servicio de instalaciones en el ámbito territorial de la Región de Murcia (BORM núm. 75, de 1 de abril de 2003, con corrección de errores en BORM núm. 79, de 5 de abril de 2003).

- Real Decreto 697/1995, de 28 de abril por el que se aprueba el Reglamento del Registro de Establecimientos Industriales de ámbito estatal (BOE núm. 128, de 30 de mayo de 1995).
- Real Decreto 2526/1998, de 27 de noviembre, por el que se modifica el Reglamento de Establecimientos Industriales de Ámbito Estatal, aprobado por Real Decreto 697/1995, de 28 de abril, (BOE núm. 304, de 21 de diciembre de 1998).
- Resolución de 28 de mayo de 2003, de la Consejería de Ciencia, Tecnología, Industria y Comercio, por la que se ordena la nueva publicación del texto íntegro del Decreto nº 47/2003, de 16 de mayo, por el que se aprueba el reglamento del Registro de Establecimientos Industriales de la Región de Murcia (BORM núm.128, de 5 de junio de 2003, con corrección de errores en BORM núm. 181, de 7 de agosto de 2003).
- Resolución de 22 de septiembre de 2003, de la Dirección General de Industria, Energía y Minas, por la que se aprueban los modelos de los impresos del Registro de Establecimientos Industriales de la Región de Murcia, creado por el Decreto 47/2003 de 16 de mayo (BORM núm. 257, de 6 de noviembre de 2003).
- Real Decreto 1560/1992, de 18 de diciembre, por el que se aprueba la Clasificación Nacional de Actividades Económicas (CNAE-93) (BOE núm. 306, de 22 de diciembre de 1992).
- Real Decreto 330/2003, de 14 de marzo por el que se modifica el Real Decreto 1560/1992, de 18 de diciembre, por el que se aprueba la Clasificación Nacional de Actividades Económicas (CNAE-93) (BOE núm. 79, de 2 de abril de 2003).
- Real Decreto 475/2007, de 13 de abril, por el que se aprueba la Clasificación Nacional de Actividades Económicas 2009 (CNAE -2009) (BOE núm. 102, de 28 de abril de 2007).
- Real Decreto 331/2003, de 14 de marzo, por el que se deroga el Real Decreto 81/1996, de 26 de enero, por el que se aprueba la Clasificación Nacional de Productos por Actividades 1996 (CNPA-96), y se establecen las normas aplicables sobre el uso de la clasificación CPA-2002 (BOE núm. 79, de 2 de abril de 2003).

- Real Decreto 1215/1997, de 18 de julio, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud para la utilización, por los trabajadores, de los equipos de trabajo. (BOE núm. 188, de 7 de agosto de 1997).
- Real Decreto 1435/1992, de 27 de noviembre, por el que dictan las disposiciones de aplicación de la Directiva del Consejo 89/392/CEE relativa a la aproximación de las legislaciones de los Estados miembro sobre maquinaria (BOE núm. 297, de 11 de diciembre de 1992).
- Real Decreto 56/1995, de 20 de enero, por el que se modifica el Real Decreto 1435/1992, de 27 de diciembre por el que se dictan las disposiciones de aplicación de la Directiva del Consejo 89/392/CEE relativa a la aproximación de las legislaciones de los Estados miembro sobre maquinaria (BOE núm. 33, de 8 de febrero de 1995).
- Real Decreto 379/2001, de 6 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos y sus instrucciones técnicas complementarias MIE APQ-1, MIE APQ-2, MIE APQ-3, MIE APQ-4, MIE APQ-5, MIE APQ-6 y MIE APQ-7 (BOE núm. 112, de 10 de mayo de 2001, con corrección de errores en BOE núm. 251, de 19 de octubre de 2001).
- Real Decreto 2267/2004, de 3 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de Seguridad Contra Incendios en los Establecimientos Industriales (BOE núm. 303, de 17 de diciembre de 2004 con corrección de errores en BOE núm. 55, de 5 de marzo de 2005).
- Real Decreto 312/2005, de 18 de marzo, por el que se aprueba la clasificación de los productos de construcción y de los elementos constructivos en función de sus propiedades de reacción y resistencia frente al fuego (BOE núm. 79, de 2 de abril de 2005).
- Real Decreto 1942/1993, de 5 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de Instalaciones de Protección contra Incendios (BOE núm. 298, de 14 de diciembre de 1993, con corrección de errores en BOE núm. 109, de 7 de mayo de 1994).

- Orden de 16 de abril de 1998, sobre Normas de Procedimiento y Desarrollo del Real Decreto 1942/1993, de 5 de noviembre, y se revisa el anexo I y los apéndices del mismo (BOE núm. 101, de 28 de abril de 1998).
- Real Decreto 842/2002, de 2 de agosto, por el que se aprueba el Reglamento Electrotécnico de baja tensión (BOE núm. 224, de 18 de septiembre de 2002).
- Decreto 2443/1969, de 16 de agosto, Reglamento de Recipientes a Presión (BOE núm. 258, de 28 de octubre de 1969), modificado por Decreto 516/1972, de 17 de febrero de 1972 (BOE de 15 de marzo de 1972).
- Real Decreto 1244/1979, de 4 de abril, por el que se aprueba el Reglamento de Aparatos a Presión (BOE núm. 128, de 29 de mayo de 1979), y sobre todo sus ITC-MIE-AP1 relativas a “Calderas, Economizadores, Precalentadores, Sobrecalentadores y Recalentadores” (Orden de 17 de marzo de 1982, BOE núm. 84, de 8 de abril de 1981 y Orden de 28 de marzo de 1985, BOE núm. 89, de 13 de abril de 1985) e ITC-MIE-AP2 “Tuberías para fluidos relativos a calderas” (Orden de 6 de octubre de 1980, BOE núm.265, de 4 de noviembre de 1980), y modificaciones posteriores.
- Real Decreto 769/1999, de 7 de mayo por el que se dictan las disposiciones de aplicación de la Directiva del Parlamento Europeo y del Consejo, 97/23/CE, relativas a los equipos de presión y se modifica el Real Decreto 1244/1979, de 4 de abril, que aprobó el Reglamento de Aparatos a Presión (BOE núm. 129, de 31 de mayo de 1999).
- Ley 54/1997, de 27 de noviembre, del Sector Eléctrico (BOE núm. 285, de 28 de noviembre de 1997).
- Decreto 3275/1982, de 12 de noviembre, sobre condiciones técnicas y garantías de seguridad en centrales eléctricas, subestaciones y centros de transformación (BOE núm. 288, de 1 de diciembre de 1982; con corrección errores en BOE núm. 15, de 18 de enero de 1983).
- Orden de 6 de julio de 1984 por la que se aprueban las Instrucciones Técnicas Complementarias del Reglamento sobre condiciones técnicas y garantías de



seguridad en centrales eléctricas, subestaciones y centros de transformación (BOE núm. 183, de 1 de agosto de 1984), y modificaciones posteriores.

- Orden de 10 de marzo de 2000, por la que se modifican las Instrucciones Técnicas Complementarias MIE-RAT 01, MIE-RAT 02, MIE-RAT 06, MIE-RAT 14, MIE-RAT 15, MIE-RAT 16, MIE-RAT 17, MIE-RAT 18 y MIE-RAT 19 del Reglamento sobre condiciones técnicas y garantías de seguridad en centrales eléctricas, subestaciones y centros de transformación (BOE núm. 72, de 24 de marzo de 2000; con corrección de errores en BOE núm. 250, de 18 de octubre de 2000).
- Real Decreto 2819/1998, de 23 de diciembre, por el que se regula las actividades de transporte y distribución de energía eléctrica (BOE núm. 321, de 30 de diciembre de 1998).
- Real Decreto 1955/2000, de 1 de diciembre, por el que se regulan las actividades de transporte, distribución, comercialización, suministro y procedimientos de autorización de instalaciones de energía eléctrica (BOE núm. 310, de 27 de diciembre de 2000; con corrección de errores en BOE núm. 62, de 13 de marzo de 2001).
- Orden de 25 de abril de 2001, de la Consejería de Tecnología, Industria, Trabajo y Turismo, por la que se establecen procedimientos de autorización de instalaciones de energía eléctrica de tensión superior a 1 kV (BORM núm. 102, de 4 de mayo de 2001).
- Resolución de 5 de julio de 2001, de la Dirección General de Industria, Energía y Minas, por la que se desarrolla la Orden de 25 de abril de 2001, sobre procedimientos de autorización de instalaciones de energía eléctrica de tensión superior a 1kV (BORM núm. 173, de 27 de julio de 2001).
- Orden de 8 de marzo de 1996, de la Consejería de Industria, Trabajo y Turismo sobre mantenimiento de instalaciones eléctricas de Alta Tensión (BORM núm. 65, de 18 de marzo de 1996).
- Orden de 19 de junio de 1996, de la Consejería de Industria, Trabajo y Turismo, por la que se modifica la Orden de 8 de marzo de 1996, de la misma Consejería,

sobre mantenimiento de instalaciones eléctricas de alta tensión (BORM núm. 153, de 3 de julio de 1996).

- LEY 34/2007 de 15 de noviembre, de calidad del aire y protección de la atmósfera.
- LEY 1/95, de protección del medio ambiente.
- LEY 37/2003 de 17 de noviembre, de control del nivel de Ruido.
- LEY 10/1998 de 21 de abril, de control de Residuos industriales.
- LEY del Suelo de la Comunidad Autónoma de Murcia.
- Plan General de Ordenamiento Urbano.
- REAL DECRETO 919/2006 de 20 de julio, por el que se aprueba el Reglamento técnico de distribución y utilización de combustibles gaseosos y sus instrucciones técnicas complementarias ICG 01 a 11.
- Resolución de 14 de febrero de 1980: Diámetros y espesores mínimos de tubos de cobre para instalaciones interiores de suministro de agua.
- REAL DECRETO 485/97 de 14 de abril, sobre disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo.
- REAL DECRETO 47/2007 de 19 de enero, por el que se aprueba el Procedimiento básico para la certificación de eficiencia energética de edificios de nueva construcción.
- LEY 31/95 de 8 de noviembre, de prevención de riesgos laborales (incluye las modificaciones realizadas por la LEY/54/03 de reforma del marco normativo de la prevención de riesgos laborales).

## 5. TIPOS DE INTERCAMBIADORES

Bajo la denominación general de intercambiadores de calor, o simplemente cambiadores de calor, se engloba a todos aquellos dispositivos utilizados para transferir energía de un medio a otro, sin embargo, en lo que sigue se hará referencia única y exclusivamente a la transferencia de energía entre fluidos por conducción y convección, debido a que el intercambio térmico entre fluidos es uno de los procesos más frecuente e importante en la ingeniería.

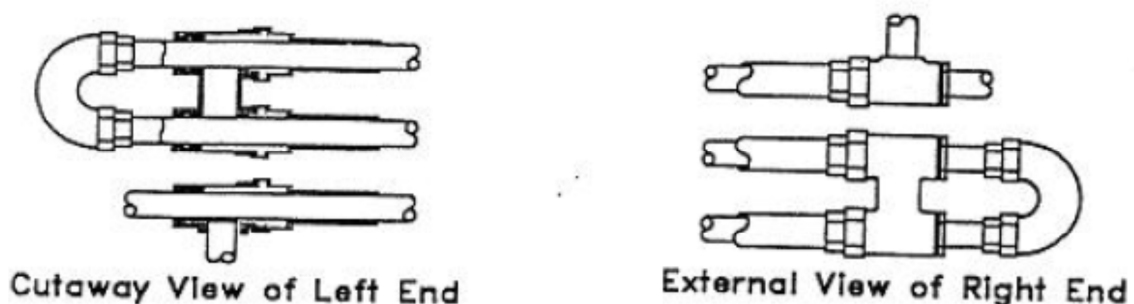
Un intercambiador de calor es un dispositivo que facilita la transferencia de calor de una corriente fluida a otra. En este punto se realiza una descripción de los tipos fundamentales de intercambiadores que son.

- Intercambiadores de tubería doble
- Intercambiadores enfriados por aire
- Intercambiadores de tipo placa
- Intercambiadores de carcasa y tubos

### 5.1. INTERCAMBIADORES DE TUBERÍA DOBLE

Consiste en un tubo pequeño que está dentro de otro tubo mayor, circulando los fluidos en el interior del pequeño y entre ambos.

Estos intercambiadores se utilizan cuando los requisitos de área de transferencia son pequeños.

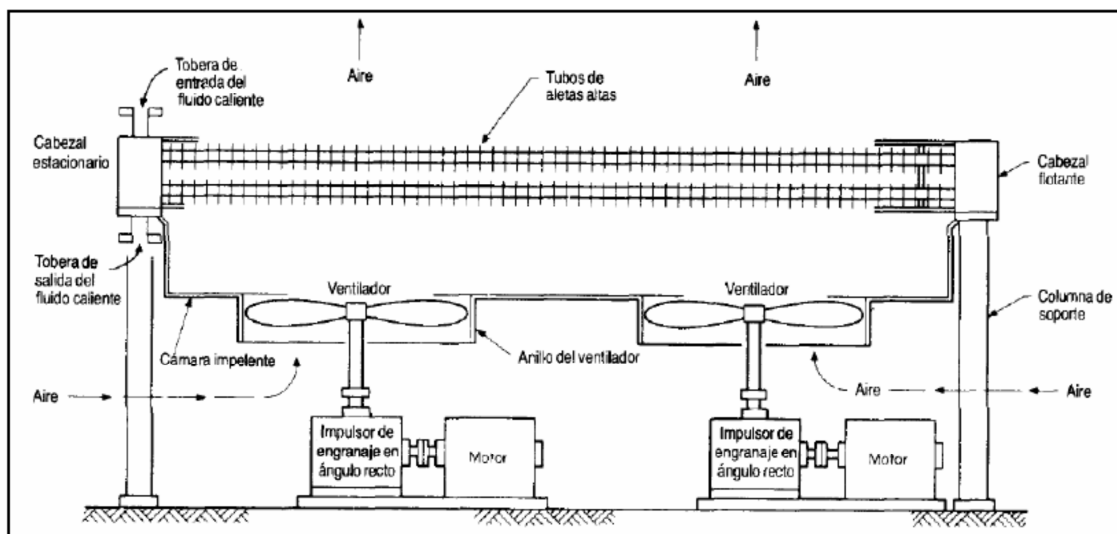


**Figura 5.1.** Representación de intercambiadores de calor de tubería doble.

## 5.2. INTERCAMBIADORES REFRIGERADOS POR AIRE

Los intercambiadores de calor enfriados por aire incluyen un haz de tubos, que generalmente tienen aletas en espiral para mejorar la transferencia de calor y un ventilador que impulsa el aire a través de los tubos dotado de motores eléctricos.

La selección de un intercambiador enfriado por aire frente a uno enfriado por agua es una cuestión económica o de requerimientos del proceso, hay que considerar gastos de enfriamiento del agua, potencia de los ventiladores y la temperatura de salida del fluido.



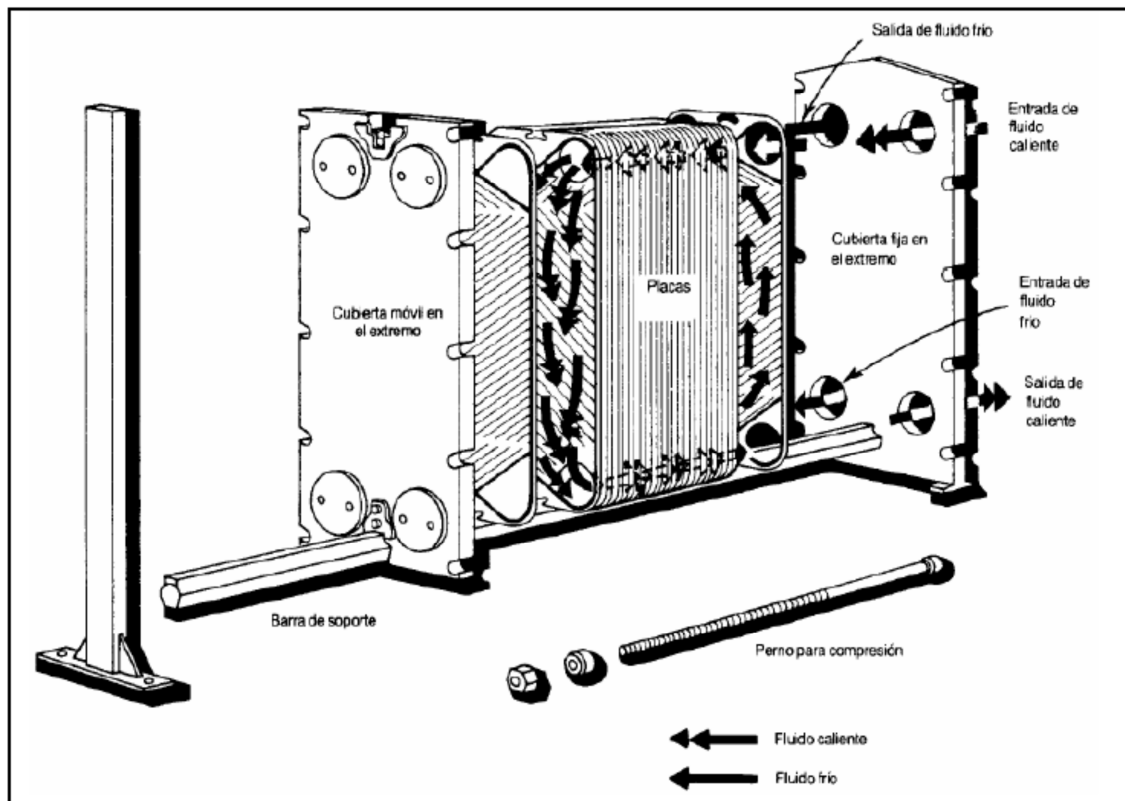
*Figura 5.2. Representación de un intercambiador de calor refrigerado por aire.*

## 5.3. INTERCAMBIADORES DE TIPO PLACA

Su diseño está basado en sustituir las superficies tubulares por superficies planas con ciertas rugosidades. Existen intercambiadores de tipo de placa en varias formas: de placa y armazón y de aletas con placas soldadas.

Los intercambiadores de placa y armazón consisten en placas estándares, que sirven como superficies de transferencia de calor y un armazón para su apoyo. La caída de presión es baja y resulta imposible que haya fugas de fluidos.

El diseño de las placas les da rigidez, fomenta la turbulencia de los fluidos y asegura la distribución completa del flujo, además se pueden limpiar y reemplazar con facilidad. El área se ajusta con facilidad mediante la adición o eliminación de placas.



**Figura 5.3.** Esquema de un intercambiador de tipo placa.

Los intercambiadores de aleta y placa soldada de aluminio se emplean en la industria en servicios por debajo de  $-45,6\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

La superficie de transferencia de calor de aleta y de la placa se compone de una pila de placas, cada una de las cuales consiste en una aleta con estrías entre láminas metálicas planas, selladas en los dos lados mediante canales o barras, para formar un paso para el flujo de fluido.

#### 5.4 INERCAMBIADORES DE CARCASA Y TUBOS

La construcción de estos equipos encuadra dentro de la sección VIII del código ASME (American Society Mechanical Engineers) que establecen normas generales para el diseño de recipientes a presión (Sección 1), y que además se remite para el diseño de tubos al código ASME B31.3.

Existe además una normativa que complementa el código ASME en los aspectos constructivos específicos y cuyas siglas son TEMA (*Tubular Exchanger*

*Manufacturers Association*). En ella se contemplan los métodos que permiten el estudio de intercambiadores de calor de carcasa y tubo acorde a los estándares y donde se incluyen también tablas de datos complementarios con información pertinente al dimensionamiento de dichos equipos.

Conforme a dicha normativa, los tipos de intercambiadores pueden identificarse mediante tres letras, el diámetro en pulgadas del casco y la longitud nominal de los tubos en pulgadas.

- La primera letra es la indicativa del tipo del cabezal estacionario. Los tipos A (Canal y cubierta desmontable) y B (Casquete) son los más comunes.
- La segunda letra es la indicativa del tipo de casco. La más común es la E (casco de un paso) la F de dos pasos es más complicada de mantener. Los tipos G, H y J se utilizan para reducir las pérdidas de presión en el casco. El tipo K es el tipo de reboiler de caldera utilizado en torre de fraccionamiento.
- La tercera letra nos indica el tipo de cabezal del extremo posterior, los de tipo S, T y U son los más utilizados. El tipo S (cabezal flotante con dispositivo de apoyo) el diámetro del cabezal es mayor que el del casco y hay que desmontarlo para sacarlo. El tipo T (Cabezal flotante sin contrabrida) puede sacarse sin desmontar, pero necesita mayor diámetro de casco para la misma superficie de intercambio. El tipo U (haz de tubo en U) es el más económico, pero a la hora de mantenimiento necesita una gran variedad de tubos en stock.

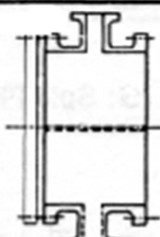
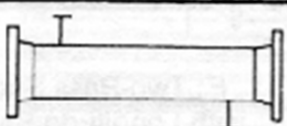
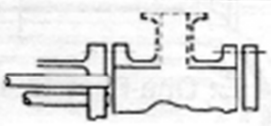
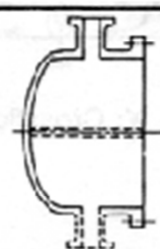
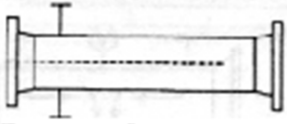
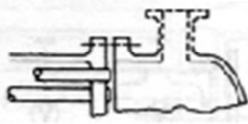
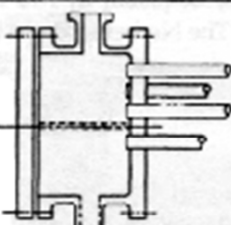
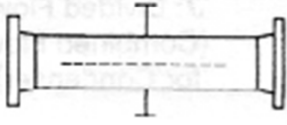

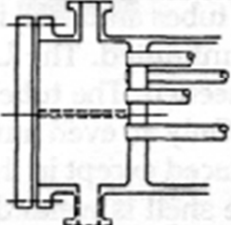
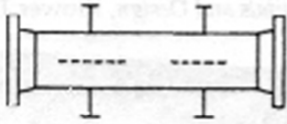
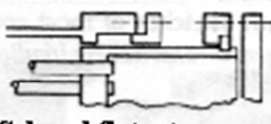
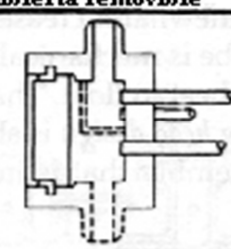
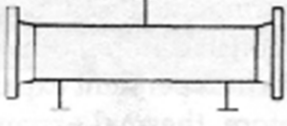
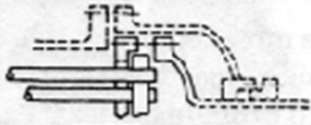
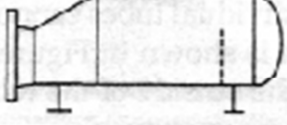
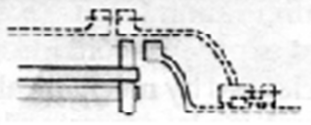
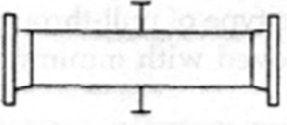
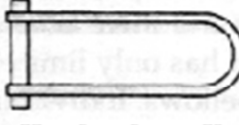
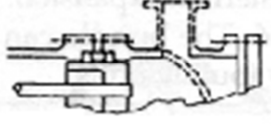
Frente Cabezales estacionarios		Tipo de carcasa		Terminal Tipos de cabezal	
A		E		L	
	Canal y cubierta removible		Un pase de carcasa		Similar a cabezal A
B		F		M	
	Bonete (cubierta integral)		Dos pases de carcasa con separador horizontal		Similar a cabezal B
C		G		N	
	Haz de tubo remo- vible		Flujo dividido		Similar a cabezal N
N		H		P	
	Canal integral Cubierta removible		Doble flujo dividido		Cabezal flotante empacado por el exterior
D		J		S	
	Altas presiones		Flujo dividido		Cabezal flotante
		K		T	
			Rehervidor		Cabezal flotante deslizante
		X		U	
			Flujo cruzado		Haz de tubo en U
				W	
					Sello externo

Figura 5.4. Nomenclatura intercambiadores de tipo carcasa y tubos según TEMA.

A continuación se describen algunas características mecánicas de los cabezales:

#### **5.4.1. Intercambiadores de cabezal fijo**

Se caracterizan por tener dos placas de tubos soldadas a la carcasa y el interior de los tubos se puede limpiar mecánicamente después de remover la tapa del canal. El banco de tubos no se puede extraer y su limpieza exterior se debe realizar químicamente. Se utiliza para fluidos limpios, por el lado de la carcasa.

Además no presentan uniones internas por lo cual se elimina partes potenciales de fugas y se pueden colocar muy cerca de la cara interna de la carcasa y por lo tanto el número de tubos para un determinado diámetro es mayor que para cualquier otro tipo de intercambiador.

Se puede usar para altas presiones y fluidos tóxicos aunque la combinación de temperaturas y coeficientes de expansión de la carcasa y los tubos durante el servicio causan una expansión diferencial que si no puede ser absorbida por el equipo es recomendable usar otro intercambiador.

#### **5.4.2. Intercambiadores de cabezal en forma de U**

Se caracteriza por tener solo una placa de tubos en forma de U que tienen la particularidad de moverse libremente con relación a la carcasa lo que elimina el problema de la expansión diferencial. Los bancos de tubos se pueden quitar para limpieza mecánica, pero el interior de estos se limpia en general químicamente.

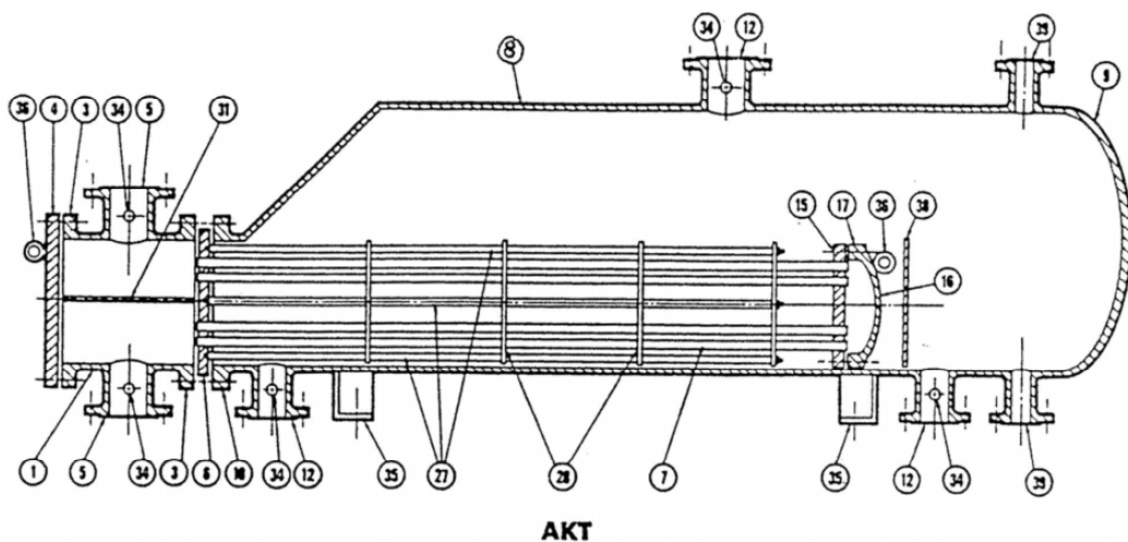
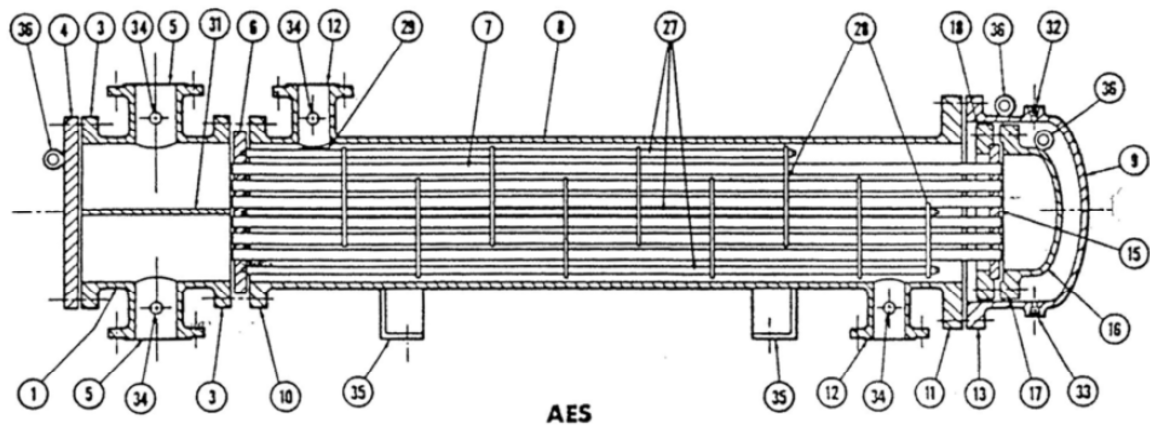
Se utilizan cuando el fluido que circula por los tubos es limpio y los fluidos sucios circulan por la carcasa.

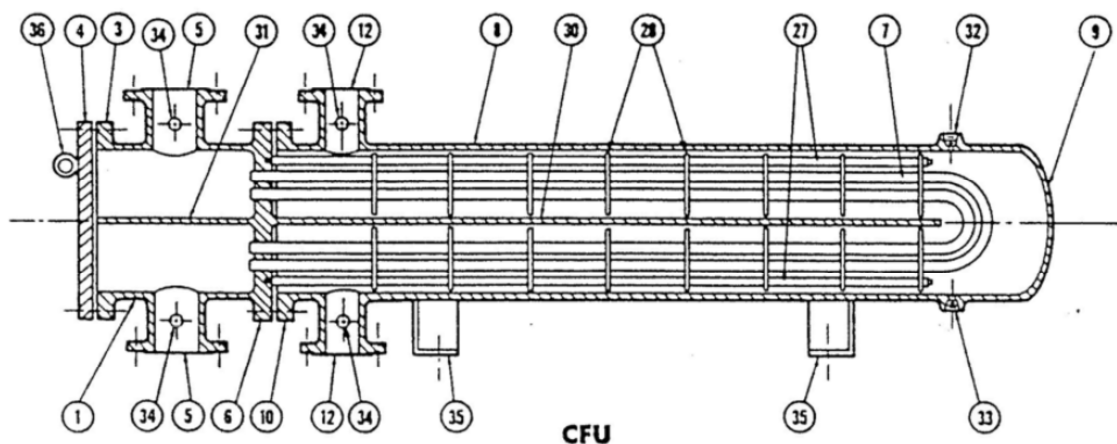
Estos intercambiadores no tienen uniones internas y los tubos periféricos se pueden colocar muy cerca de la cara interna de la carcasa, pero como existe una limitación mecánica en el radio de los tubos interiores, el número de tubos que se puede colocar en una carcasa de diámetro dado es menor a la de placa de tubos fijos.



### 5.2.3. Intercambiadores con cabezal flotante

Se caracteriza por tener una hoja de tubos fijas, mientras que la otra flota libremente permitiendo el movimiento diferencial entre la carcasa y los tubos, se puede extraer todo el haz de tubos para la limpieza.





- |   |   |
|---|---|
| 1. Cabezal estacionario, canal                        | 21. Cubierta del cabezal flotador, exterior         |
| 2. Cabezal estacionario, casquete                     | 22. Faldón de lámina de cierre tubular del flotador |
| 3. Pestaña de cabezal estacionario, canal o casquete  | 23. Brida del prensaestopas                         |
| 4. Cubierta de canal                                  | 24. Empaque   |
| 5. Tobera de cabezal estacionario                     | 25. Anillo seguidor de empaque                      |
| 6. Lámina estacionaria de tubo                        | 26. Anillo de cierre hidráulico                     |
| 7. Tubos  | 27. Bielas y espaciadores                           |
| 8. Casco  | 28. Desviadores transversales o placas de apoyo     |
| 9. Cubierta del casco                                 | 29. Desviador de choque                             |
| 10. Brida del casco, extremo del cabezal estacionario | 30. Desviador longitudinal                          |
| 11. Brida del casco, extremo del cabezal posterior    | 31. Separación de paso                              |
| 12. Tobera del casco                                  | 32. Conexión de ventila                             |
| 13. Brida de la cubierta del casco                    | 33. Conexión de drenaje                             |
| 14. Junta de expansión                                | 34. Conexión de instrumentos                        |
| 15. Lámina de cierre tubular del flotador             | 35. Albardilla de soporte                           |
| 16. Cubierta del cabezal flotador                     | 36. Talón elevador                                  |
| 17. Brida del cabezal flotador                        | 37. Ménsula de soporte                              |
| 18. Dispositivo de apoyo del cabezal flotador         | 38. Vertedero                                       |
| 19. Anillo de cizalla dividida                        | 39. Conexión de nivel de líquido                    |
| 20. Brida de apoyo dividida                           |   |

**Figura 5.5.** Ejemplos de intercambiadores de tipo carcasa y tubos según TEMA con distintas configuraciones (AES, AKT, CFU).

## **6. MATERIALES Y MÉTODOS**

A continuación se describen las distintas técnicas, ciencias y materiales utilizados para el desarrollo y la correcta elaboración del presente proyecto.

### **6.1. MÉTODOS EMPLEADOS**

#### **6.1.1 Tecnología del pinzamiento**

Una vez determinados los flujos de alimentación y del producto y la recirculación de las corrientes, se diseñan los separadores. Posteriormente, se continúa con el diseño del sistema de intercambio de calor. Los servicios auxiliares se utilizarán para satisfacer el calentamiento y enfriamiento que no se pudo satisfacer con la red de intercambio de calor entre corrientes de proceso.

En general, la tecnología del pinzamiento o de pliegue (*pinch*) se basa en el diseño de redes de intercambio de calor (*HEN - Heat Exchangers Networks*) y en los servicios auxiliares. El concepto clave para realizar el análisis se presenta en la construcción de curvas compuestas que son diagramas de temperatura (T) contra entalpía (H). Éstas se usan para realizar metas energéticas precediendo al diseño o al rediseño del proceso y predice la localización del punto de pliegue.

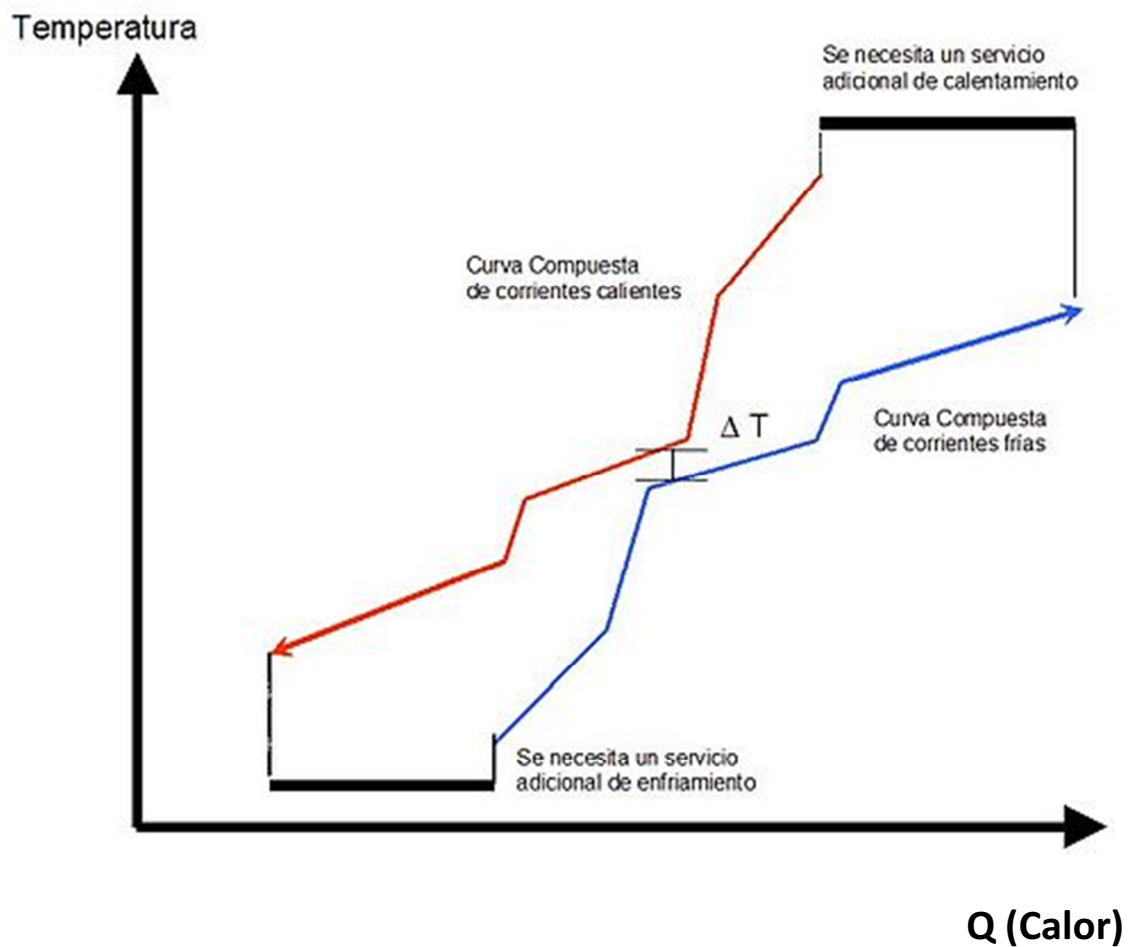
Antes de llevar a cabo cualquier diseño, esta técnica se enfoca en obtener metas prácticas como incrementar el funcionamiento energético del sistema y alcanzar un número óptimo en los equipos que conformen la red de unidades de transferencia de calor o intercambiadores).

Hay dos efectos termodinámicos básicos que influyen en el coste de capital. El primero es la fuerza impulsora en el diseño del intercambiador de calor que se refleja en el gradiente de temperatura para la transferencia de calor y el otro efecto es el de la carga total de energía (servicios auxiliares).

Cuando los diseños son estrechos se reduce la diferencia de temperatura, por lo que se necesitan menos servicios y disminución en la carga de energía del proceso, pero el coste de capital se incrementa. Sin embargo, cuando decrece la diferencia de temperatura, la carga de energía mengua.

Estas opciones apuntan hacia posibles ahorros de energía, de capital o diferentes alternativas de integración energética (diferentes opciones de redes de intercambio de calor).

La técnica de punto de pliegue permite estudiar puntos óptimos entre la recuperación de energía contra el área total de intercambio de calor. El número de unidades individuales de intercambio de calor (enfriadores, calentadores, intercambiadores) necesarios para satisfacer los requerimientos energéticos del proceso son más importantes que el de reducir la recuperación de calor, independientemente del área total de intercambio.



**Figura 6.1.** Representación diagrama de ejes T/Q la composición de corrientes frías y corrientes calientes para el método del pinzamiento.

### **6.1.2. Método de diseño de intercambiadores de calor**

En el presente Proyecto se diseñan intercambiadores de calor de contracorriente del tipo carcasa y tubos, además de su facilidad de limpieza y mantenimiento, así como por su elevada superficie de transferencia, estos tipos de intercambiadores son muy eficaces y muy utilizados en la industria.

Puede considerarse que el empleo de intercambiadores de placas produce pérdidas de carga además de tener un precio elevado en el mercado. Del mismo modo, los intercambiadores de doble tubo tampoco son aconsejables ya que el área de transferencia de calor que presentan es muy pequeña.

Esta elección está basada también, en que las corrientes presentan un caudal muy alto con un calor a intercambiar elevado. Todo esto hace de este tipo de equipos de intercambio de calor, los más adecuados para las necesidades térmicas que se requieren.

Las fases a seguir en el diseño de un intercambiador de calor de casco y tubo son:

- 1.- Comprobar el balance de energía, hemos de conocer las condiciones del procesamiento, caudales, temperaturas, presiones, propiedades físicas de los fluidos, etc.
- 2.- Asignar las corrientes al tubo y casco.
- 3.- Dibujar los diagramas térmicos.
- 4.- Determinar el número de intercambiadores en serie.
- 5.- Calcular los valores corregidos de la diferencia media de temperaturas (LMTD).
- 6.- Seleccionar el diámetro, espesor, material, longitud y configuración de los tubos.
- 7.- Estimar los coeficientes de película y de suciedad. Calcular los coeficientes globales de transmisión de calor
- 8.- Calcular la superficie de intercambio estimada.
- 9.- Seleccionar el tamaño del casco (utilizando dos pasos en tubo).

- 10.- Calcular las pérdidas de presión en el lado del tubo y recalculer el número de pasos para cumplir con las pérdidas de presión admisibles.
- 11.- Asumir la separación entre desviadores y el área de paso para conseguir la pérdida de presión en casco admisible.
- 12.- Recalculer los coeficientes de película en el lado del tubo y del casco utilizando las velocidades másicas disponibles.
- 13.- Recalculer los coeficientes globales de transmisión de calor y comprobar si tenemos suficiente superficie de intercambio.
- 14.- Si la superficie de intercambio es muy grande o muy pequeña revisar los estimados de tamaño de carcasa y repetir las etapas 9 -13.

#### 6.1.2.1. Balance de energía

La ecuación del balance de energía para un intercambiador de calor es:

$$\text{APORTE DE CALOR AL FLUIDO FRÍO} - \text{APORTE DE CALOR AL FLUIDO CALIENTE} + \text{PERDIDAS DE CALOR} = 0$$

Los problemas del balance de energía pueden ser:

- 1.- Se conocen los caudales de las dos corrientes, ( $Q_1$  y  $Q_2$ ), el calor transferido ( $q$ ) y las temperaturas de entrada y salida de ambas corrientes ( $T_1$ ,  $T_2$ ,  $t_1$ ,  $t_2$ ), en este caso solo se comprueban los calores específicos y latentes de ambas corrientes y el calor transferido por ambas.
- 2.- Se conocen los caudales de las dos corrientes, ( $Q_1$  y  $Q_2$ ) y las temperaturas de entrada y salida de una corriente así como la entrada de la otra ( $T_1$ ,  $T_2$ ,  $t_1$ ), en este caso solo se calcula el calor cedido en una corriente ( $q$ ) y se utiliza este para determinar la temperatura de salida de la otra ( $t_2$ ).
- 3.- Se conocen el caudal de una corriente, ( $Q_1$ ) y las temperaturas de entrada y salida de ambas ( $T_1$ ,  $T_2$ ,  $t_1$ ,  $t_2$ ), en este caso solo se calcula el calor cedido en una corriente ( $q$ ) y se utiliza este para determinar el caudal de la otra ( $Q_2$ ).
- 4.- Se conocen los caudales de las dos corrientes, ( $Q_1$  y  $Q_2$ ) y las temperaturas de entrada de ambas corrientes ( $T_1$ ,  $t_1$ ), en este caso hay que

calcular las temperaturas de salida de ambas ( $T_2$ ,  $t_2$ ), y el calor transferido ( $q$ ). Este cálculo introduce el concepto de Temperatura de Acercamiento (*approach*). El punto de acercamiento es aquel en que la temperatura de las dos corrientes es más próxima.

Los valores típicos de las temperaturas de acercamiento son:

<u>Aplicaciones</u>	<u><math>\Delta T</math> (°F)</u>	<u><math>\Delta T</math> (°C)</u>
Unidades criogénicas	5 - 10	3 - 6
Intercambiadores enfriados por agua	15 - 25	8 - 14
Intercambiadores en refinerías	40 - 50	20 - 30
Hornos de convección	75 - 100	40 - 55

Conocido el valor de la temperatura de acercamiento, conocemos una temperatura más y se puede realizar el cálculo como en 2.

#### 6.1.2.2.- Asignación de flujos

Las reglas aplicables para determinar que fluido va por el casco y cual por los tubos son:

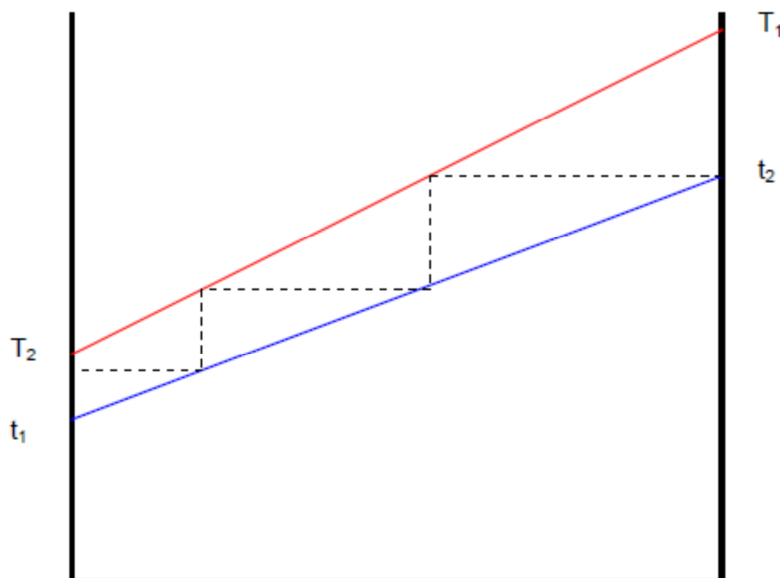
- 1.- El fluido a mayor presión va en los tubos.
- 2.- El fluido más corrosivo va en los tubos.
- 3.- Los fluidos más sucios van en los tubos
- 4.- El fluido con menor pérdida de presión va en el casco.
- 5.- El fluido a condensar en el casco.

#### 6.1.2.3.- Diagramas térmicos

Un diagrama térmico es la representación de la temperatura de las corrientes en función del calor transferido o de la longitud. Si existe cruce de temperaturas será necesario utilizar varios intercambiadores en serie.

#### 6.1.2.4.- Número de celdas en serie

El número de celdas en serie se determina a través del diagrama térmico. En un intercambiador con un paso en casco y dos en tubo no es posible que se crucen las temperaturas, es necesario establecer varias celdas donde las temperaturas de salida sean iguales ( $T_2 = t_2$ )



**Figura 6.2.** Representación de las corrientes fría y caliente que se cruzan en un intercambiador de calor.

#### 6.1.2.5. Diferencia de temperatura media corregida

La diferencia media de temperaturas (MTD) en un intercambiador de calor de casco y tubo es la diferencia media logarítmica de temperaturas (LMTD) multiplicado por un factor (F)

$$MTD = F \times LMTD$$

Dónde:

$$LMTD = \Delta T_{\ln} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{\Delta T_A - \Delta T_B}{\ln \frac{\Delta T_A}{\Delta T_B}}$$

Siendo: T: temperatura fluido caliente; t: temperatura fluido frío

1: entrada; 2: salida.



Si tenemos varias zonas de transición (p.e., condensación más enfriamiento), hay que aplicar la ecuación de LMTD a cada tramo.

El factor F se obtiene de las siguientes gráficas. Un valor de  $F < 0,8$  no es admisible por diseño, hay que calcular P y R según las ecuaciones:

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

#### 6.1.2.6.- Cálculo del diámetro del tubo, espesor y longitud

El tamaño nominal de los tubos de un intercambiador de calor es el diámetro exterior en pulgadas, los valores típicos son 5/8, 3/4 y 1 in. Con longitudes de 8,10,12, 16 y 20 pies. Siendo la típica de 16 pies.

Los espesores de tubos está dados según BWG (Birmingham Wire Gauge) y se determinan por la presión de trabajo y el sobreespesor de corrosión. Los valores típicos son 16 ó 18 para Latón Admiralty y 12, 13 ó 14 para acero al carbono.

La configuración de los tubos puede ser cuadrada, cuadrada girada 90°, o triangular. La cuadrada se utiliza por facilidad de limpieza mecánica.

Las dimensiones típicas son:

<b>Diámetro del tubo</b>	<b>Separación entre tubos</b>	<b>Configuración</b>
5/8	13/16	Triangular
5/8	7/8	Cuadrada
5/8	7/8	Cuadrada girada
3/4	15/16	Triangular
3/4	1	Triangular
3/4	1	Cuadrada
3/4	1	Cuadrada girada
1	1-1/4	Triangular
1	1-1/4	Cuadrada
1	1-1/4	Cuadrada girada

Una primera aproximación de tubos a utilizar es: Diámetro 3/4 in, Separación triangular a 1 in con 16 ft de largo y espesor 14 BWG.

#### 6.1.2.7.- Coeficientes de transferencia de calor

La ecuación básica de transferencia de calor es:

$$q = U_0 A_0 \text{ MTD}$$

Dónde:

$q$  = Calor transmitido por unidad de tiempo

$U_0$  = Coeficiente global de transmisión de calor

$A_0$  = Area de intercambio

MTD= Diferencia media de temperaturas corregida.

El problema consiste en determinar el valor de  $U_0$ . Este coeficiente depende de la configuración del intercambiador el cual es función del area de intercambio. Por lo tanto el proceso es iterativo.

Se comienza con una estimación preliminar de  $U_0$  basada en reglas generales, con este valor podemos despejar el área de intercambio, con lo que conoceremos el número de tubos y su configuración y finalmente el tamaño del casco del intercambiador. Con las dimensiones se recalcula  $U_0$  y si este valor no concuerda con el previsto se repite el proceso.

El coeficiente global de transmisión de calor combina todas las resistencias al flujo calorífico. Todas deben basarse en el área exterior.

$$\frac{1}{U_o} = r_{io} + r_{dio} + r_{mo} + r_{do} + r_o$$
$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_{io}} + r_{di} \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k_m} + r_{do} + \frac{1}{h_o}$$

Dónde:

$r_{io}$  = Resistencia de película interna =  $1/h_{io}$

$r_{dio}$  = Resistencia de suciedad interna

$r_{mo}$  = Resistencia de la pared metálica

$r_{do}$  = Resistencia de suciedad externa

$r_o$  = Resistencia de película externa =  $1/h_o$

$h$  = Coeficiente de película de transmisión de calor

$d_i$  = Diámetro interno

$d_o$  = Diámetro externo

$k_m$  = Conductividad térmica del material.

Hay que conocer las resistencias por suciedad y los coeficientes de película. Los coeficientes de resistencias por suciedad están tabulados y dependen de la suciedad del fluido o de su capacidad corrosiva. Los coeficientes de película se pueden obtener de tablas o calcular si conocemos la configuración del intercambiador.

#### 6.1.2.8.- Superficie necesaria

La superficie de intercambio ( $A_o$ ) se obtiene de la siguiente fórmula:

$$A_o = \frac{q}{U_o MTD}$$

Si tenemos diferentes condiciones de intercambio, como enfriamiento y condensado, se calcula el área de intercambio necesaria para cada condición siendo el total la suma de ambas.

El número de tubos por celda simple será:

$$N_t = A_o / \pi d_o L N_s$$

Dónde:  $N_s$  = Número de celdas.

#### 6.1.2.9.- Tamaño de la carcasa

El número de tubos para diámetro  $\frac{3}{4}$  in con separación  $\frac{15}{16}$  in y configuración triangular es el siguiente:

Shell ID In.	Diam. of Outer Tube Limit - In.	Number of Tube Passes				
		1	2	4	6	8
8.07	6.821	38	32	26	24	18
10.02	8.770	62	56	47	42	36
12.00	10.750	109	98	36	82	80
13.25	12.000	127	114	96	90	86
15.25	14.000	170	160	140	136	128
17.25	16.000	239	224	194	188	178
19.25	18.000	301	282	252	244	234
21.00	19.250	361	342	314	306	290
23.25	21.500	442	420	386	378	364
25.00	23.375	531	506	458	446	434
27.00	25.375	637	602	550	536	524
29.00	27.375	721	692	640	629	594
31.00	29.375	847	822	766	722	720
33.00	31.375	974	938	872	852	826
35.00	33.375	1102	1068	1004	988	958
37.00	35.250	1220	1200	1144	1104	1078
39.00	37.250	1377	1330	1258	1248	1212
42.00	40.250	1611	1580	1498	1464	1456
44.00	42.250	1782	1738	1650	1624	1592
48.00	46.000	1965	1908	1834	1801	1766
52.00	50.000	2347	2273	2178	2152	2110
56.00	54.000	2704	2660	2556	2526	2489
60.00	58.000	3399	3343	3232	3195	3162

Para otras configuraciones y diámetro de tubos hay que multiplicar por el siguiente factor:

#### Tube-Layout Multipliers for Split-Ring Floating Head

TUBE OD IN.	TUBE PITCH	LAYOUT	MULTIPLIER
5/8	13/16	Tri., Rot. Tri.	1.33
5/8	13/16	Sq., Rot. Sq.	1.15
3/4	15/16	Tri., Rot. Tri.	1.00
3/4	15/16	Sq., Rot. Sq.	0.86
3/4	1	Tri., Rot. Tri.	0.88
3/4	1	Sq., Rot. Sq.	0.76
1	1-1/4	Tri., Rot. Tri.	0.56
1	1-1/4	Sq., Rot. Sq.	0.49

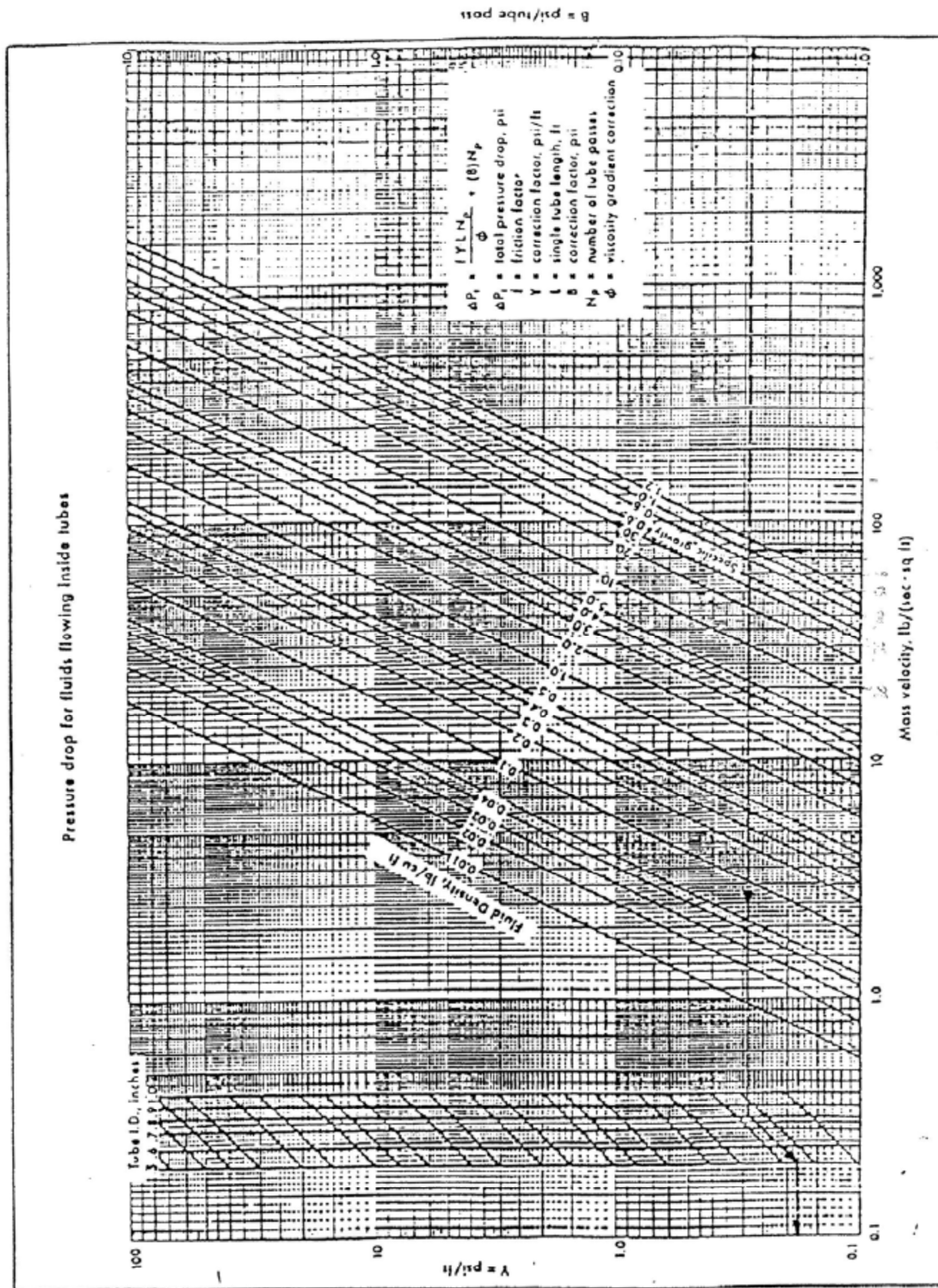
Si en lugar de configuración de cabeza flotante tenemos otra configuración aplican los siguientes factores:

### Bundle-Type Multipliers

BUNDLE TYPE	MULTIPLIER
Fixed Tube Sheet	$((d_{si}-0.6825)/(d_{si}-1.5))^2$
Pull-Thru Floating Head	
$d_{si} < 25^*$	$((d_{si}-4)/(d_{si}-1.5))^2$
$d_{si} > 23^*$	$((d_{si}-4.125)/(d_{si}-1.5))^2$
U-Tube Bundle*	$((d_{si}-1.2)/(d_{si}-1.5))^2$
*This is the number of tube holes in the tube sheet. The actual number of U-bends is 1/2 of this figure.	
$d_{si}$ is the shell inside diameter in inches.	

#### 6.1.2.10.- Perdida de presión en el tubo

El número de tubos de un intercambiador se ha calculado pensando en dos pasos en tubo, con este número se calcula la pérdida de presión en el tubo. Si esta pérdida de presión lo permite se puede aumentar el número de pasos.



Pressure Drop for Fluids Flowing Inside Tubes

De la tabla se obtienen dos factores:

Y = Las pérdidas de presión por el flujo a través de los tubos.

B = Las pérdidas de presión por las contracciones y expansiones a la entrada y salida de los tubos

La ecuación a aplicar es:

$$\Delta P = \frac{f \cdot Y L N_p}{\Phi} + B \cdot N_p$$

Dónde:

$\Delta P$  = Pérdida de presión total en tubo (psi)

$f$  = factor de fricción

El factor de fricción se calcula por:

$$f = 0.316 / Re^{0.25} \text{ si } Re > 1190$$

$$f = 64 / Re \text{ si } Re < 1190$$

$Y$  = Factor de corrección (psi/ft)

$B$  = Factor de corrección (psi)

$L$  = Longitud de tubos (ft)

$N_p$  = Número de pasos de tubos ( $N^\circ$  Pasos \*  $N^\circ$  Celdas)

$\Phi$  = Factor de corrección por viscosidad

$$\Phi = (\mu / \mu_w)^{0.14}$$

#### 6.1.2.11.- Pérdida de presión en el casco

El fluido que fluye a través del casco debe cruzar el casco guiado por los desviadores y pasar a través de la ventana o abertura que estos le dejen.

Los desviadores deben separarse en una distancia entre 1/5 del diámetro del casco y 30 pulgadas. El valor característico es de 12 in. El valor en porcentaje de paso (ventana) va desde el 10 % al 45 % , utilizándose valores de 15 % normalmente y del 40 % en condensadores.

La velocidad transversal másica ( $G_x$ ) en lb/s-ft<sup>2</sup> , viene dada por:

$$G_x = \frac{0.04Q}{NFD \times BP}$$

Dónde:

Q = Flujo másico (lb/hr)

NFD = Distancia libre (Net Free Distance) (ft)

NFD = A + B d<sub>SI</sub>

BP = Separación entre desviadores (Baffle Pitch)

La velocidad a través de la ventana ( $G_1$ ) en lb/s-ft<sup>2</sup> , viene dada por:

$$G_1 = \frac{0.04Q}{\text{Área}}$$
$$\text{Área} = \pi/4 (d_{SI}^2 - N_t d_o^2) C$$

Dónde:

C = Fracción de paso (ventana)

Los factores para calcular NFD y NC son los siguientes:



### Constants for NFD and NC Equations

$NFD = A + B d_{si}$   
 $NC = C + D d_{si}$   
 $d_{si}$  = Shell ID, in.  
 $S$  = Size Factor for Pressure Drop

Tube OD	Tube Pitch	Configu- ration	Exch. Type	A	B	C	D	S	
								Turb.	Lam.
5/8	13/16	TRI	SR	0.73	0.2416	-1.20	1.3850	.01	.008
			FTS	0.11		-0.07			
			PT	2.63		-4.66			
5/8	13/16	RO-TRI	SR	0.66	0.2764	-2.50	2.4170	.01	.008
			FTS	0.07		-0.54			
			PT	2.47		-8.54			
3/4	15/16	TRI	SR	0.76	0.2118	-1.70	1.2080	.01	.01
			FTS	0.11		-0.72			
			PT	2.73		-4.72			
3/4	15/16	RO-TRI	SR	0.70	0.2417	-1.90	2.0930	.01	.01
			FTS	0.08		-0.20			
			PT	2.60		-7.13			
3/4	1	TRI	SR	0.66	0.2610	1.00	1.1200	.01	.006
			FTS	0.06		1.91			
			PT	2.51		-1.80			
3/4	1	RO-TRI	SR	0.59	0.2991	-1.90	1.9750	.01	.006
			FTS	0.02		-3.0			
			PT	2.34		-6.84			
1	1.25	TRI	SR	0.70	0.2118	-1.40	0.9137	.0095	.0075
			FTS	0.06		-0.66			
			PT	2.67		-3.68			
1	1.25	RO-TRI	SR	0.64	0.2424	-1.60	1.5620	.0095	.0075
			FTS	0.02		-0.33			
			PT	2.53		-5.51			
3/4	1	SQ	SR	0.66	0.2610	-0.85	0.9726	.0042	.0025
			FTS	0.06		-0.06			
			PT	2.51		-3.28			
3/4	1	RO-SQ	SR	0.47	0.3631	-1.20	1.3850	.0068	.0038
			FTS	-0.05		-0.07			
			PT	2.06		-4.66			
1	1.25	SQ	SR	0.70	0.2118	-1.40	0.7958	.0042	.0033
			FTS	0.06		-0.75			
			PT	2.67		-3.39			
1	1.25	RO-SQ	SR	0.53	0.2934	-1.00	1.1200	.0068	.0054
			FTS	-0.04		-0.09			
			PT	2.30		-3.80			

SR = Split-Ring Floating Head  
 FTS = Fixed Tube Sheet  
 PT = Pull-Thru Floating Head  
 RO-TRI = Rotated Triangular Pitch  
 RO-SQ = Rotated Square Pitch

Note: B, D, and S constants  
 are independent of  
 exchanger type.

La pérdida de presión a través del casco se calcula por la suma de las dos partes:

1. La pérdida de presión a lo largo de la estructura ( $\Delta PE$ ):

$$\Delta PE = F S N NC / \rho$$

Dónde:

N = Número de espacios entre desviadores (multiplicar por número de celdas)

NC = Número de tubos cruzados por los desviadores

$$NC = (C + D \text{ dSI} ) (1 - c)$$

S = Factor de tamaño

F = Factor de pérdida de presión calculado por:

$$F = 0.0157 \mu^{0.2} G_x^{1.8} \quad \text{si el flujo es turbulento}$$

$$F = 0.026 \mu G_x \quad \text{si el flujo es laminar}$$

El flujo es turbulento si  $G_x > 1.88 \mu$

2. La pérdida de presión en las ventanas ( $\Delta PV$ )

$$\Delta PV = 0.000175 G_1^2 / \rho * N^0 \text{ Desviadores}$$

Los datos han de ser  $\mu$  (cp),  $G$  (lb/s-ft<sup>2</sup>),  $P$  (psi)

### 6.1.3. Estimación de Costes

El coste de un intercambiador de calor de casco y tubo se obtiene con la ecuación:

$$C_T = A_o \cdot N_s \cdot b \cdot (1 + \sum C_i)$$

Dónde:

$A^o$  = Area del intercambiador en ft<sup>2</sup>.

$N_s$  = Número de celdas

$\sum C_i$  = Suma de factores de corrección.

$b$  = Coste unitario dado por:

$$b = k \cdot p \cdot f \cdot r / \left( 1 - e^{\frac{7-d_{Si}}{27}} \right)$$

k = valor unitario (k = 6.6 \$ de 1982)

p = Multiplicador por configuración de tubos:  $\square$   $p = 0,75 \pi^2 / d_o$   
 $\Delta p = 0,675 \pi^2 / d_o$

f = Multiplicador por cabezal fijo.

r = Multiplicador por cabezal posterior.

$d_{Si}$  = Diámetro del casco, in

$p_i$  = Paso de tubos, in

Si tomamos el valor de los factores **y** , **g**

**y = 0,129 + 0,0016 (d<sub>Si</sub> -12)/p** **g = 1 + 0,95 (BWG -14)**

Los valores de los factores de corrección son:

Longitud , ft	$C_L = 1,5(1 - L /20)$
Espesor	$C_g = y(g-1)$
Material canal	$C_{CM} = 0,06(M2-1)$
Material casco	$C_{MS} = 0,1(M2-1)$
Material Tubo	$C_{MT} = y(M-1)$
Material Placa tubos	$C_{MTS} = 0,04(M2-1)$
Nº Pasos de tubo (NTP)	$C_{NTP} = (NTP - 1)/100$ vale 0 si $NTP \leq 2$
Presión del casco (psi)	$C_{PS} = (PDS /150 - 1)(0,07 + 0,0016 (d_{Si} -12))$
Presión del tubo (psi)	$C_{PT} = (PDT /150 - 1)(0,035 + 0,00056 (d_{Si} -12))$
Tipo de Casco	$C_S$

Con los siguientes valores para los factores

Factores por tipo intercambiador						Factores por coste de materiales			
C. fijo f		Casco Cs		C. post r		TUBOS			Casco M2
						M1 soldado	M1 sin soldar		
A	1.03	E	0.00	L	0.83				
B	1.00	F	0.18	M	0.80	Ac. carbono	1.0	2.5	1.0
C	1.06	G	0.08	N	0.85	AISI 304	2.8	6.5	3.7
N	1.05	H	0.13	P	1.04	AISI 316	4.7	10.1	6.2
D	1.60	J	0.00	S	1.00	Admiralty	N/A	3.6	3.6
		K	0.30	T	1.05	Aluminio	N/A	1.6	1.6
				U	0.90				

## 6.2. HERRAMIENTAS UTILIZADAS

### 6.2.1. Aplicación Informática Microsoft Office-Excel 2010

Es un software a través del cual se pueden usar datos numéricos y realizar cálculos automáticos de números que están en una tabla, es una aplicación distribuida por la suite de aplicaciones *Microsoft Office*, para hojas de cálculo. Este programa es desarrollado, distribuido y propiedad de *Microsoft Corporation*, y es utilizado normalmente en tareas financieras y contables.

Excel permite a los usuarios elaborar Tablas y formatos que incluyan cálculos matemáticos mediante fórmulas; las cuales pueden usar "operadores matemáticos" como son: + (suma), - (resta), \* (multiplicación), / (división), y ^ (Exponenciación); además de poder utilizar elementos denominados "funciones" (especie de fórmulas, pre-configuradas) como por ejemplo: Suma(), Promedio(), BuscarV(), etc. Así mismo Excel es útil para gestionar "Listas" o "Bases de Datos"; es decir ordenar y filtrar la información.

### 6.2.2. Aplicación Informática Chemcad v.6.0.1.1525

Este programa informático es propiedad de *Chemstation<sup>TM</sup>, Europe GmbH*, es uno de los proveedores internacionales más importantes dedicado a la simulación de procesos en el ámbito de la ingeniería química.

El software *Chemcad v.6.0.1.1525* permite crear de manera interactiva diagramas de circulación de materiales, simular todos los procesos fundamentales, incluidos los procesos de regulación, y visualizar una representación gráfica de los resultados.

El programa cuenta con una amplia base de datos de materiales, diversos modelos termodinámicos e interfaces abiertas para MS-Excel y VBA.

La aplicación también permite hacer el dimensionado y la estimación de costes de los diversos equipos que componen un proceso químico-industrial en base a unos valores previos introducidos por el usuario.

### **6.2.3. Aplicación Informática Capcost 2012**

*Capcost - Capital Cost Estimation Software* es una aplicación desarrollada para trabajar en *Microsoft Office-Excel*, a través de una serie de hojas de cálculo habilitadas, el usuario puede definir diferentes equipos industriales por medio de una serie de parámetros, tales como material de construcción, tipo y tamaño, con los que el programa *Capcost*, estima un coste básico para cada equipo definido.

También permita una aproximación de costes de inversión y de recuperación para el conjunto de una planta de producción industrial, generando diversos gráficos de amortización en función de un período temporal definido.

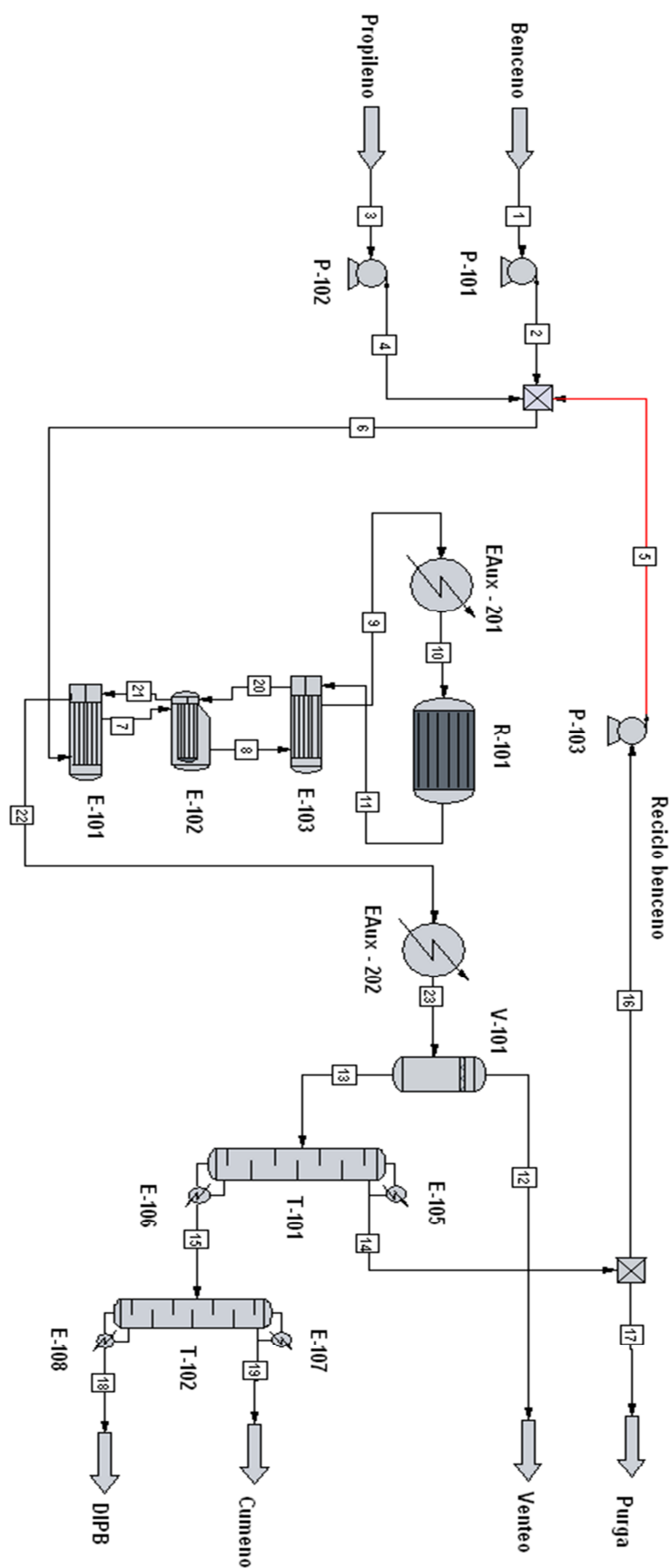
## 7. RESULTADOS

### 7.1. DATOS DE LAS CORRIENTES

Los siguientes datos de las corrientes, son los que se registran a la configuración inicial de la planta de proceso, todas con una presión de 25,33 bar y para unos caudales de 46700kg/h:

Corriente	T (°C)	H (MJ/h)	Fracción Vap.	H (kW)
6	26,6005	22321,21	0	6200,34
7	349,85	66800,9	1	18555,81
8	349,85	54274,4	1	15076,22
9	254,85	43946,71	0,99121	12207,42
10	173,65	24771,21	0,011138	6880,89
11	39,85	11573,78	0	3214,94
Vaporización	126,57	31916,8	0	8865,78
	203,2	51860,66	1	14405,74
Condensación	255,25	44075,24	1	12243,12
	171,75	24473,6	0	6798,22

**Tabla 7.1.** Datos corrientes de la planta de proceso original.



**Figura 7.1.** Esquema de la configuración para la nueva planta de proceso con integración energética.

Identificación de las nuevas corrientes de proceso para la planta con integración energética antes del reactor químico:

Nº Corriente	6	7	8	9	10
Tª (°C)	26,6	126,57	203,2	329,85	349,85
P (atm)	25	24,66	24,32	23,98	23,64
Fracción Vapor	0	0	1	1	1
Entalpía (MJ/h)	22319,3	31914,72	51857,05	64661,3	66796,38
Entalpía (kW)	6199,8	8865,2	14404,7	17961,5	18554,6
Flujo molar (kmol/h)	713,0423	713,0423	713,0423	713,0423	713,0423
Caudal (kg/h)	46697,21	46697,21	46697,21	46697,21	46697,21

**Tabla 7.2.** Datos corrientes 6,7,8,9 y 10 de la planta de proceso con integración energética.

Corrientes 6,7,8,9 y 10	Composición (kg/h):	Composición %:
Propano	535,3873	1,146508 %
Propileno	10081,86	21,58986 %
Benceno	35952,79	76,9913 %
Cumeno	127,1651	0,2723182 %
DIPB	0,006636446	0,00001421165 %

**Tabla 7.3.** Datos de composiciones de las corrientes 6, 7, 8, 9 y 10 de la planta de proceso con integración energética.



Identificación de las nuevas corrientes de proceso para la planta con integración energética después del reactor químico:

Nº Corriente	11	20	21	22	23
Tª (°C)	349,85	247,1867	145,399	44,1574	39,85
P (atm)	23,64	23,30	22,96	22,62	22,28
Fracción Vapor	1	0,84	0	0	0
Entalpía (MJ/h)	54269,88	41465,62	21523,3	11927,88	11571,87
Entalpía (kW)	15074,97	11518,23	5978,69	3313,30	3214,41
Flujo molar (kmol/h)	586,3031	586,3031	586,3031	586,3031	586,3031
Caudal (kg/h)	46697,06	46697,06	46697,06	46697,06	46697,06

**Tabla 7.4.** Datos corrientes 11, 20, 21, 22 y 23 de la planta de proceso con integración energética.

Corrientes 6,7,8,9 y 10	Composición (kg/h):	Composición %:
Propano	535,3873	1,146512 %
Propileno	4748,56	10,16886 %
Benceno	26595,43	56,9531 %
Cumeno	13690,25	29,31715 %
DIPB	1127,44	2,41437 %

**Tabla 7.5.** Datos de composiciones de las corrientes 11, 20, 21, 22 y 23 de la planta de proceso con integración energética.

Identificación de las corrientes auxiliares de agua de refrigeración y vapor de agua, necesarias para suministrar los requerimientos energéticos de las corrientes objeto de los procesos de intercambio de calor:

Corriente	VAPOR AGUA		AGUA REFRIGERACIÓN	
Tª (°C)	450	400	24	29,9
P (atm)	5	4,6598	5	4,6598
Fracción Vapor	1	1	0	0
Entalpía (MJ/h)	258230	260360	228880	228520
Entalpía (kW)	71730,56	72322,22	63577,78	63477,78
Flujo molar (kmol/h)	11369,66	11369,66	800	800
Caudal (kg/h)	20482,442	20482,442	14412	14412

**Tabla 7.6.** Datos de las corrientes auxiliares en la planta de proceso con integración energética.

A continuación se proporciona información sobre las curvas de calor en diagramas Temperatura/Calor y los datos de la síntesis de corrientes frías (las que se quieren calentar) y corrientes calientes (las que se desea enfriar) necesarios para la construcción de dichos diagramas.

Datos y curvas de calor representativas del cambio de estado, se toma como calor de referencia ( $Q=0$ ) el punto más bajo de temperatura de las corrientes:

#### **DATOS CORRIENTE FRÍA**

Nº Punto	Tª °C	Presión bar	$\Delta H$ MJ/h	Q KW	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Título Vapor fracción	
1	26,6	25,3	0	0	0	46700	0	
2	126,6	25,3	9590	2663,89	0	46700	0	<b>Punto de Burbuja</b>
3	132,8	25,3	10800	3000	2034	44666	0,0436	
4	139,1	25,3	11900	3305,56	4011	42689	0,0859	
5	145,5	25,3	13100	3638,89	5980	40720	0,128	
6	151,6	25,3	14300	3972,22	7984	38716	0,171	
7	157,6	25,3	15500	4305,56	10066	36634	0,2155	
8	163,3	25,3	16600	4611,11	12257	34443	0,2625	
9	168,6	25,3	17800	4944,44	14584	32116	0,3123	
10	173,6	25,3	19000	5277,78	17066	29634	0,3654	
11	178,2	25,3	20200	5611,11	19715	26985	0,4222	

12	182,4	25,3	21300	5916,67	22536	24164	0,4826	
13	186,3	25,3	22500	6250	25529	21171	0,5467	
14	189,8	25,3	23700	6583,33	28691	18009	0,6144	
15	193	25,3	24800	6888,89	32013	14687	0,6855	
16	195,9	25,3	26000	7222,22	35487	11213	0,7599	
17	198,6	25,3	27200	7555,56	39101	7600	0,8373	
18	201	25,3	28400	7888,89	42842	3858	0,9174	
19	203,2	25,3	29500	8194,44	46699	1	1	<b>Punto de Rocío</b>
20	349,9	25,3	44500	12361,11	46700	0	1	

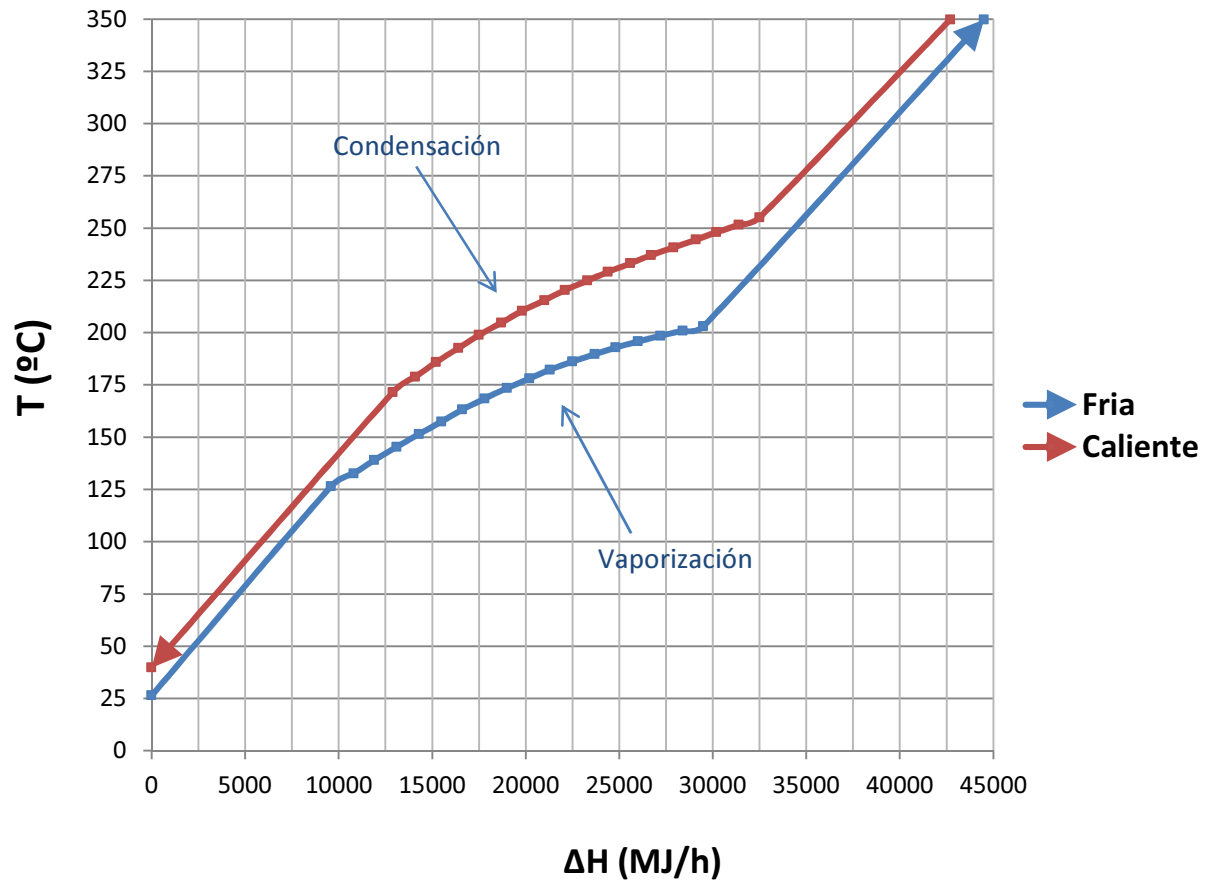
**Tabla 7.7.** Datos de la corriente fría para la construcción de la curva de cambio de estado.

**DATOS CORRIENTE CALIENTE**

Nº Punto	Tª °C	Presión bar	ΔH MJ/h	Q KW	Vapor kg/h	Líquido kg/h	Título Vapor fracción	
1	349,9	25,3	42700	11861,11	46700	0	1	
2	255,3	25,3	32500	9027,78	46699	1	1	
3	251,7	25,3	31400	8722,22	42739	3961	0,9152	
4	248,2	25,3	30200	8388,89	38878	7822	0,8325	
5	244,6	25,3	29100	8083,33	35129	11571	0,7522	
6	240,9	25,3	27900	7750	31503	15197	0,6746	
7	237,2	25,3	26700	7416,67	28010	18690	0,5998	
8	233,3	25,3	25600	7111,11	24662	22038	0,5281	
9	229,2	25,3	24400	6777,78	21473	25227	0,4598	
10	225	25,3	23300	6472,22	18456	28244	0,3952	
11	220,5	25,3	22100	6138,89	15626	31074	0,3346	
12	215,6	25,3	21000	5833,33	12996	33704	0,2783	
13	210,5	25,3	19800	5500	10574	36126	0,2264	
14	204,9	25,3	18700	5194,44	8363	38337	0,1791	
15	199	25,3	17500	4861,11	6358	40342	0,1361	
16	192,7	25,3	16400	4555,56	4544	42156	0,0973	
17	186	25,3	15200	4222,22	2901	43799	0,0621	
18	179	25,3	14100	3916,67	1398	45302	0,0299	
19	171,7	25,3	12900	3583,33	0	46700	0	<b>Punto de Burbuja</b>
20	39,9	25,3	0,00106	0,0003	0	46700	0	

**Tabla 7.8.** Datos de la corriente caliente para la construcción de la curva de cambio de estado.

## Curvas de Cambio de estado



**Figura 7.2.** Gráfica representativa de las curvas de calor y cambio de estado de las corrientes.

Datos y curvas de calor representativas, se toma como calor de referencia ( $Q=0$ ) el punto más bajo de temperatura de las corrientes:

### CORRIENTE FRÍA

Nº Punto	Tª °C	Presión bar	ΔH MJ/h	Q KW	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Título Vapor fracción
1	26,6	25,3	0	0	0	46700	0
2	44,6	25,3	1530	425,00	0	46700	0
3	61,8	25,3	3070	853	0	46700	0
4	78,2	25,3	4600	1277,78	0	46700	0
5	93,8	25,3	6140	1705,56	0	46700	0
6	108,8	25,3	7670	2130,56	0	46700	0
7	123	25,3	9200	2555,56	0	46700	0

8	132,6	25,3	10700	2972,22	1980	44720	0,0424
9	140,9	25,3	12300	3416,67	4562	42138	0,0977
10	149,1	25,3	13800	3833,33	7151	39549	0,1531
11	157	25,3	15300	4250,00	9843	36857	0,2108
12	164,4	25,3	16900	4694,44	12717	33983	0,2723
13	171,2	25,3	18400	5111	15829	30871	0,339
14	177,4	25,3	19900	5527,78	19218	27482	0,4115
15	182,9	25,3	21500	5972,22	22900	23800	0,4904
16	187,9	25,3	23000	6388,89	26875	19825	0,5755
17	192,2	25,3	24500	6805,56	31133	15567	0,6667
18	196,1	25,3	26100	7250,00	35653	11047	0,7635
19	199,5	25,3	27600	7666,67	40412	6288	0,8654
20	202,5	25,3	29100	8083,33	45383	1317	0,9718
21	214,7	25,3	30700	8527,78	46700	0	1
22	230,3	25,3	32200	8944,44	46700	0	1
23	245,8	25,3	33700	9361,11	46700	0	1
24	261,2	25,3	35300	9805,56	46700	0	1
25	276,4	25,3	36800	10222,22	46700	0	1
26	291,5	25,3	38300	10638,89	46700	0	1
27	306,3	25,3	39900	11083,33	46700	0	1
28	321	25,3	41400	11500,00	46700	0	1
29	335,5	25,3	42900	11916,67	46700	0	1
30	349,9	25,3	44500	12361,11	46700	0	1

**Tabla 7.9.** Datos de la corriente fría para la construcción de la curva de calor.

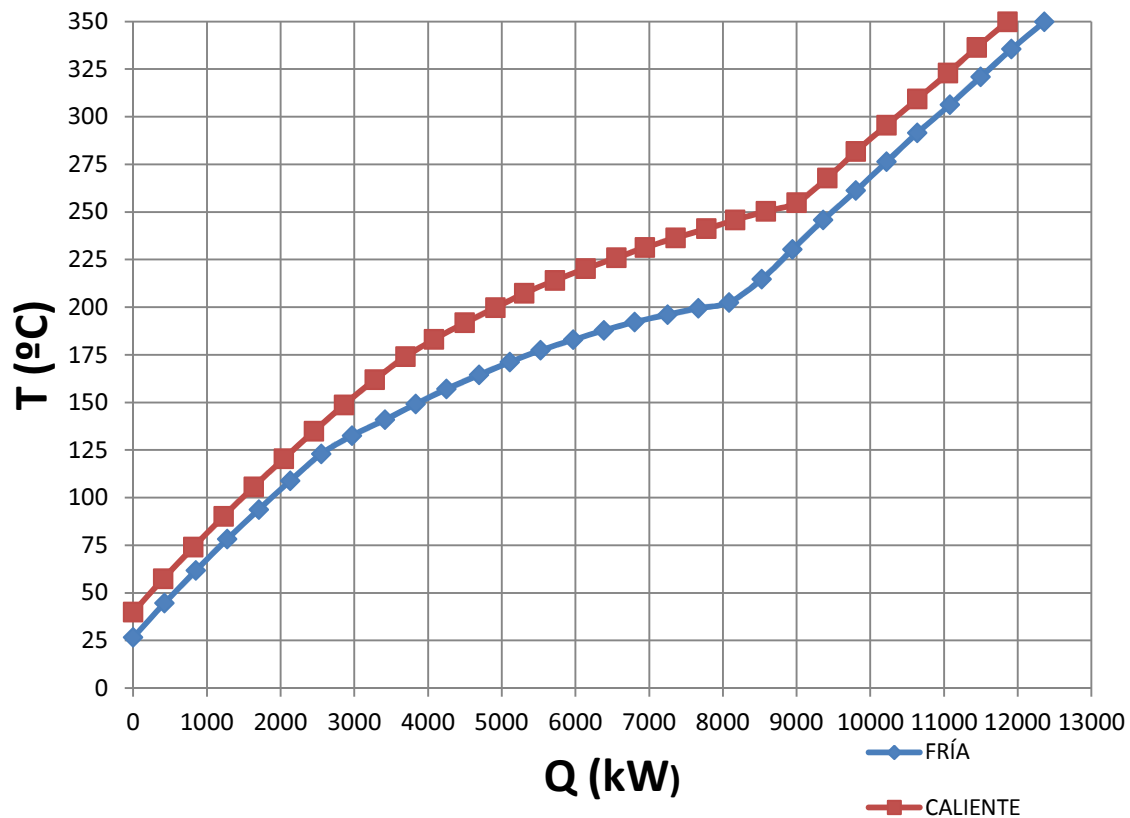
#### **CORRIENTE CALIENTE**

Nº Punto	Tª °C	Presión bar	ΔH MJ/h	Q KW	Vapor kg/h	Liquid kg/h	Título Vapor fracción
1	349,9	25,3	42700	11861	47600	0	1
2	336,4	25,3	41200	11444,44	47600	0	1
3	322,9	25,3	39800	11056	47600	0	1
4	309,3	25,3	38300	10638,89	47600	0	1
5	295,6	25,3	36800	10222,22	47600	0	1
6	281,8	25,3	35300	9805,56	47600	0	1
7	267,9	25,3	33900	9416,67	47600	0	1
8	254,9	25,3	32400	9000,00	46273	427	0,9908
9	250,4	25,3	30900	8583,33	41250	5450	0,8833
10	245,8	25,3	29400	8166,67	36397	10303	0,7794
11	241,2	25,3	28000	7777,78	31738	14962	0,6796
12	236,4	25,3	26500	7361,11	27296	19404	0,5845

13	231,3	25,3	25000	6944	23093	23607	0,4945
14	226	25,3	23600	6555,56	19160	27540	0,4103
15	220,3	25,3	22100	6138,89	15525	31175	0,3324
16	214,1	25,3	20600	5722,22	12216	34484	0,2616
17	207,3	25,3	19100	5305,56	9247	37453	0,198
18	199,8	25,3	17700	4916,67	6618	40082	0,1417
19	191,8	25,3	16200	4500,00	4305	42395	0,0922
20	183,1	25,3	14700	4083,33	2261	44439	0,0484
21	174	25,3	13300	3694,44	422	46278	0,009
22	162	25,3	11800	3277,78	0	46700	0
23	148,7	25,3	10300	2861,11	0	46700	0
24	134,9	25,3	8830	2452,78	0	46700	0
25	120,5	25,3	7360	2044,44	0	46700	0
26	105,7	25,3	5890	1636,11	0	46700	0
27	90,2	25,3	4420	1227,78	0	46700	0
28	74,1	25,3	2940	816,67	0	46700	0
29	57,4	25,3	1470	408,33	0	46700	0
30	39,9	25,3	0,00106	0	0	46700	0

**Tabla 7.10.** Datos de la corriente caliente para la construcción de la curva de calor.

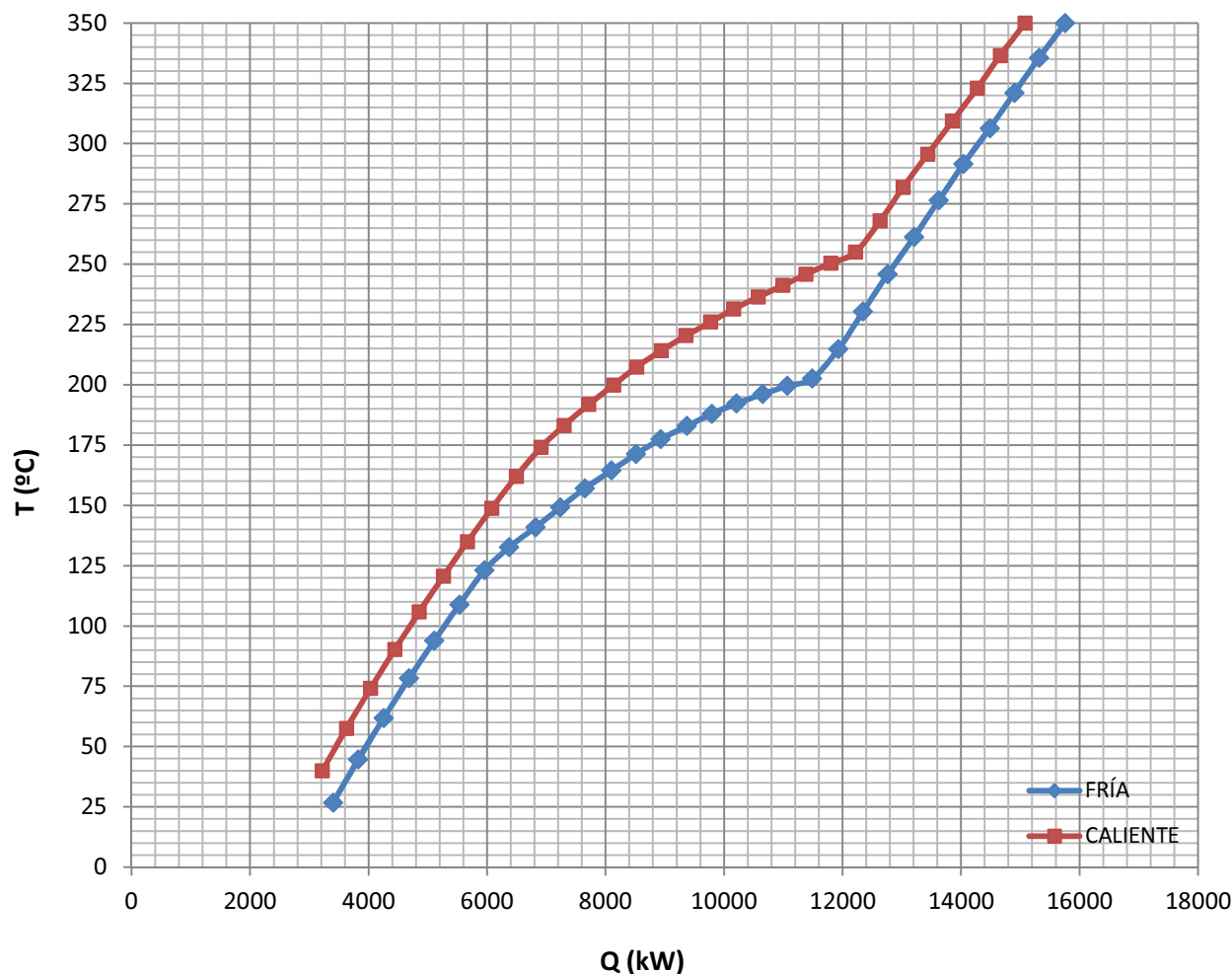
## CURVAS DE CALOR T/Q



**Figura 7.3.** Gráfica representativa de las curvas de calor.

A continuación se ha representado, conforme a la metodología del punto de pinzamiento, las curvas de calor separadas por el intervalo elegido de temperatura mínimo para el cruce de corrientes en los intercambiadores ( $\Delta T_{\min}$ ), para ello se ha desplazado la curva que representa la corriente fría aproximándola a la de corriente caliente restándole unas 2800 kW de calor a la primera. Las entalpías vienen en valores absolutos.

### CURVAS DE CALOR T/Q



**Figura 7.4.** Gráfica representativa de las curvas de calor con incremento de  $T^a$  mínima.

A la vista de la interpretación de la gráfica, se han extraído los siguientes datos:

$\Delta T_{\min} =$	17.5 °C
Calor mínimo aprotado $Q_{H\min}$	679,58 KW
Calor mínimo eliminado $Q_{C\min}$	185,40 KW

## 7.2 DATOS DE LOS INERCAMBIADORES DE CALOR

### 7.2.1. Intercambiador de calor E – 101

Este intercambiador de carcasa y tubos, tiene como objetivo precalentar la corriente de alimentación nº 6 que está a unos 26,6°C, antes de entrar al reactor químico R – 101, para ello se abastece de la corriente de salida del intercambiador tipo *keattle* (rehervidor) E – 102, nº21, que está a unos 145,4°C, la cual también se pretende enfriar.

#### 7.2.1.1. Ficha intercambiador de calor

<b>E - 101</b>
----------------

CORRIENTES			
TUBOS		CARCASA	
ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
21	22	6	7
145,4 °C	44,16 °C	26,6 °C	127,6 °C
Fluido sensible		Fluido sensible	

TIPO/CLASE	TEMA B
ORIENTACIÓN	Horizontal
CABEZAL	A
CARCASA	F
CABEZAL POSTERIOR	S
FACTOR ENSUCIAMIENTO	0,00017611 m <sup>2</sup> K/W

TUBOS	
Nº	895
Nº PASOS	10
DIÁMETRO EXTERIOR	0,01905 m
EXPESOR	0,00165 m
LONGITUD	6,096 m
FACTOR RUGOSIDAD	1,578x10 <sup>-6</sup> m
DISPOSICIÓN	Triangular rotada 60º
TIPO	Tubo liso sin aletas
ESPACIADO ENTRE TUBOS	0,0238125 m
CARCASA	
DIÁMETRO ESTÁNDAR	1,143 m



DEFLECTORES	
TIPO	Segmentados simples
Nº	20
ESPACIADO	0,2286 m
CORTE HORIZONTAL	15% sobre el diámetro
ESPESOR	0,0032 m

BOQUILLAS		
TUBOS	DIÁMETRO ENTRADA	0,128194
	DIÁMETRO SALIDA	0,128194
CARCASA	DIÁMETRO ENTRADA	0,10226
	DIÁMETRO SALIDA	0,10226
ORIENTACIÓN		boquillas opuestas
ENTRADA TUBOS		por boquilla superior

TOLERANCIAS	
DEFLECTOR/CARCASA	0,00635 m
CARCASA/TUBOS	0,046 m
TUBOS/HUECO DEFLECTOR	0,008 m

MATERIALES	
ACERO AL CARBONO	A - 285 - C
DENSIDAD	8169,42 Kg/m <sup>3</sup>

ÁREA REQUERIDA	320,28 m <sup>2</sup>
ÁREA EFECTIVA	335,65 m <sup>2</sup>
ΔH REQUERIDA	9595,42 MJ/h
ΔH CALCULADA	10055,99 MJ/h
ΔH CALCULADA	2793,33 kW
SOBREDIMENSIONADO	4,8 %
TRANSFERENCIA CALOR	464,5 W/m <sup>2</sup> °C
PERDIDA PRESION MAX.	0,34023 bar
VELOCIDAD TUBOS	1 m/s
LMTD	17,92 °C
ΔT MÍNIMA	17,5575 °C

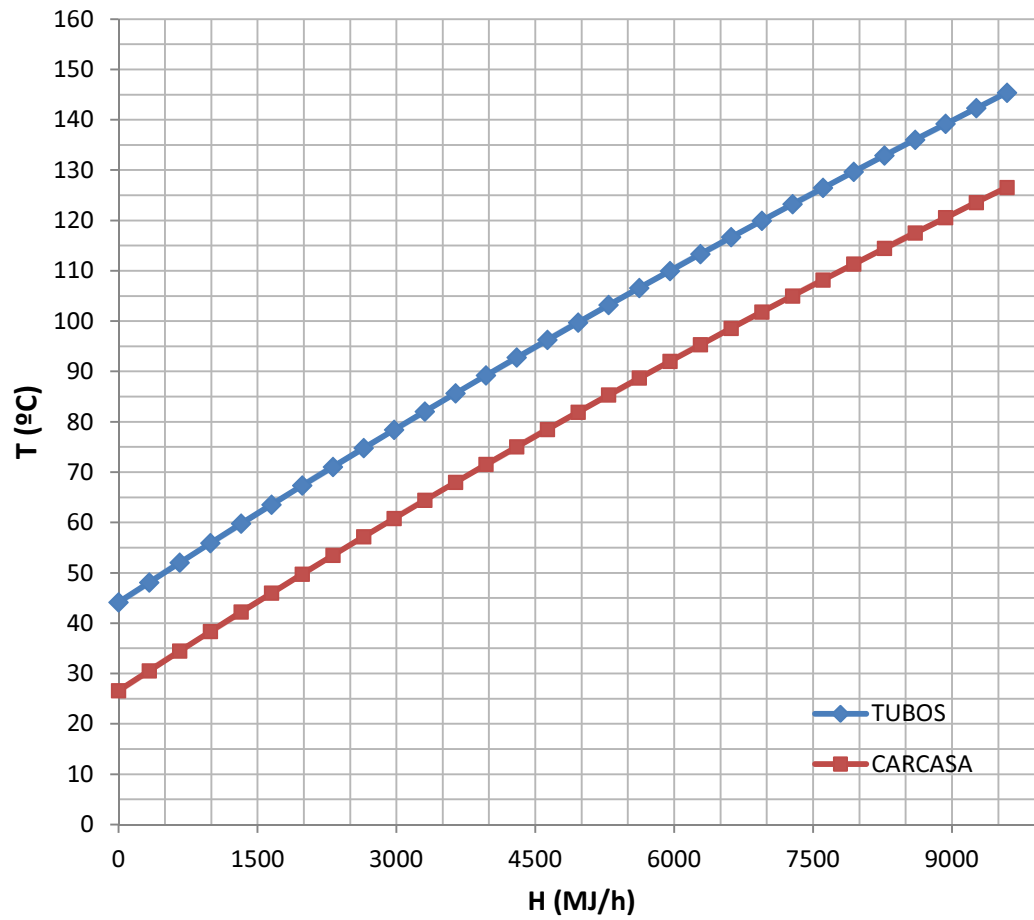
**Tabla 7.11.** Ficha intercambiador de calor E – 101.

7.2.1.2. Curva de calor del intercambiador

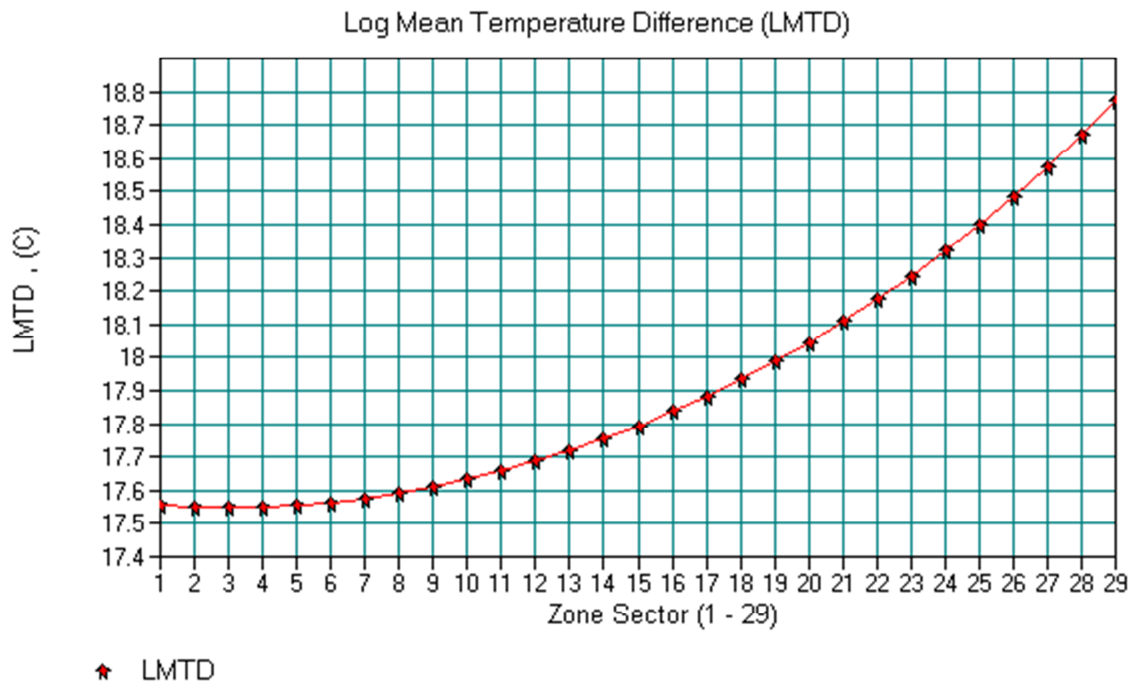
E - 101			
TUBOS		CARCASA	
T (°C)	H (MJ/h)	T (°C)	H (MJ/h)
44,157	0	26,600	0
48,118	330,8766	30,567	330,8766
52,039	661,7532	34,491	661,7532
55,921	992,6297	38,373	992,6297
59,766	1323,506	42,213	1323,506
63,572	1654,383	46,013	1654,383
67,343	1985,259	49,773	1985,259
71,077	2316,136	53,494	2316,136
74,777	2647,013	57,176	2647,013
78,442	2977,889	60,821	2977,889
82,074	3308,766	64,429	3308,766
85,672	3639,642	68,001	3639,642
89,239	3970,519	71,537	3970,519
92,774	4301,396	75,038	4301,396
96,277	4632,272	78,504	4632,272
99,751	4963,148	81,936	4963,148
103,194	5294,025	85,334	5294,025
106,607	5624,901	88,699	5624,901
109,991	5955,778	92,031	5955,778
113,347	6286,655	95,331	6286,655
116,674	6617,532	98,598	6617,532
119,974	6948,408	101,833	6948,408
123,245	7279,285	105,036	7279,285
126,490	7610,161	108,208	7610,161
129,707	7941,039	111,348	7941,039
132,898	8271,914	114,456	8271,914
136,063	8602,791	117,533	8602,791
139,201	8933,668	120,579	8933,668
142,313	9264,544	123,593	9264,544
145,399	9595,421	126,570	9595,421

**Tabla 7.12.** Datos curva calor intercambiador de calor E – 101.

## CURVA CALOR INTERCAMBIADOR E - 101



**Figura 7.5.** Gráfica curva de calor del intercambiador E – 101.

7.2.1.3. Curva de LMTD del intercambiador

**Figura 7.6.** Gráfica LMTD del intercambiador E – 101.

### 7.2.2. Intercambiador de calor E – 102

Este intercambiador de carcasa y tubos tipo *kettle* por la forma característica de la carcasa, que permite la expansión para una vaporización dentro de esta, tiene como objetivo vaporizar la corriente de alimentación nº 7 que está a unos 127,6°C, antes de entrar al reactor químico R – 101, para ello se abastece de la corriente de salida del intercambiador E – 103, nº 20, que está a unos 247,2 °C, la cual también se pretende enfriar.

#### 7.2.2.1. Ficha intercambiador de calor

<b>E - 102</b>
----------------

CORRIENTES			
TUBOS		CARCASA	
ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
20	21	7	8
247,2 °C	145,4 °C	127,6 °C	203,2 °C
Condensación		Evaporación	

TIPO/CLASE	TEMA B
ORIENTACIÓN	Horizontal
CABEZAL	A
CARCASA	K
CABEZAL POSTERIOR	T
FACTOR ENSUCIAMIENTO	0,00017611 m <sup>2</sup> K/W

TUBOS	
Nº	1746
Nº PASOS	8
DIÁMETRO EXTERIOR	0,01905 m
EXPESOR	0,00165 m
LONGITUD	2,4384 m
FACTOR RUGOSIDAD	1,578x10 <sup>-6</sup> m
DISPOSICIÓN	Triangular rotada 60º
TIPO	Tubo liso sin aletas
ESPACIADO ENTRE TUBOS	0,0238125 m
CARCASA	
DIÁMETRO ESTÁNDAR	1,22 m

DEFLECTORES	
TIPO	Segmentados simples
Nº	3
ESPACIADO	0,24384 m
CORTE HORIZONTAL	15% sobre el diámetro
ESPESOR	0,0032 m

BOQUILLAS		
TUBOS	DIÁMETRO ENTRADA	0,154051
	DIÁMETRO SALIDA	0,128194
CARCASA	DIÁMETRO ENTRADA	0,128194
	DIÁMETRO SALIDA	0,128194
ORIENTACIÓN		boquillas opuestas
ENTRADA TUBOS		por boquilla superior

TOLERANCIAS	
DEFLECTOR/CARCASA	0,00635 m
CARCASA/TUBOS	0,046 m
TUBOS/HUECO DEFLECTOR	0,008 m

MATERIALES	
ACERO AL CARBONO	A - 285 - C
DENSIDAD	8169,42 Kg/m <sup>3</sup>

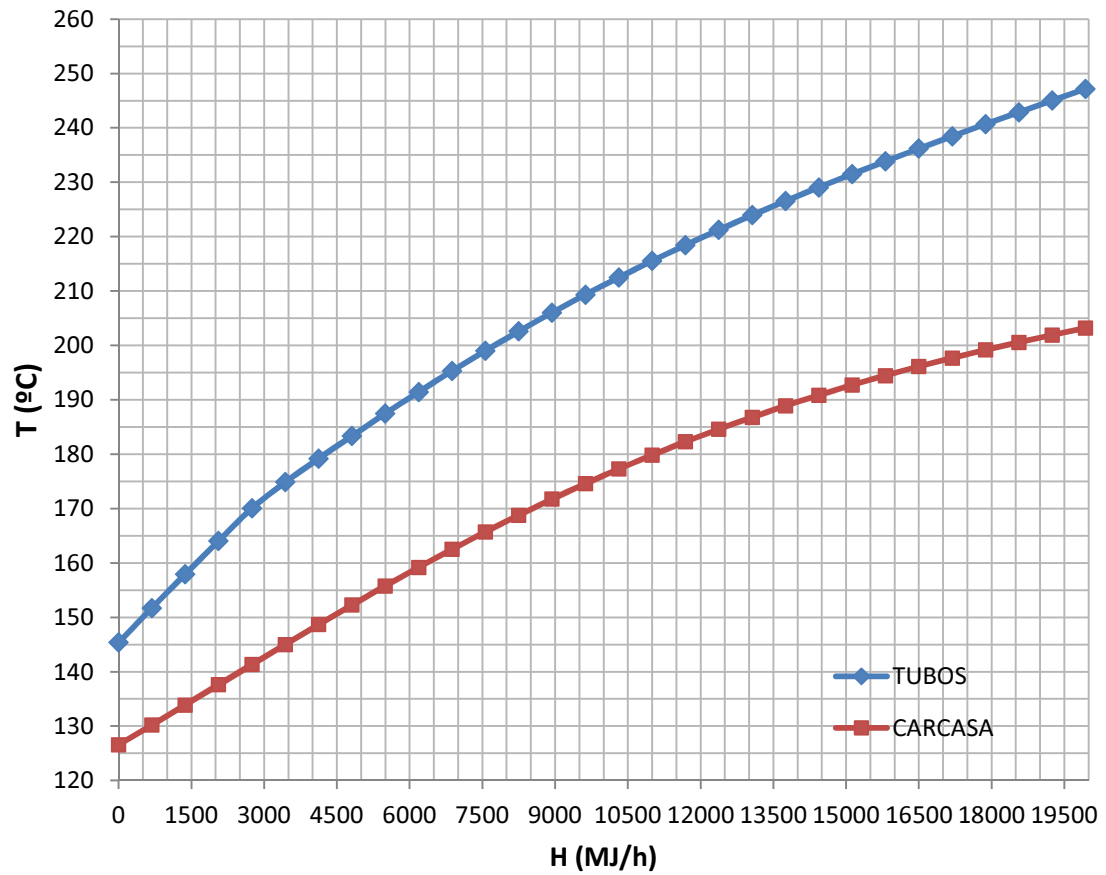
ÁREA REQUERIDA	232,67 m <sup>2</sup>
ÁREA EFECTIVA	248,82 m <sup>2</sup>
ΔH REQUERIDA	19942,326 MJ/h
ΔH CALCULADA	21327,19 MJ/h
ΔH CALCULADA	5924,22 kW
SOBREDIMENSIONADO	6,94 %
TRANSFERENCIA CALOR	714,09 W/m <sup>2</sup> °C
PERDIDA PRESION MAX.	0,34023 bar
VELOCIDAD TUBOS	1,56 m/s
LMTD	33,34 °C
ΔT MÍNIMA	18,829 °C

**Tabla 7.13.** Ficha intercambiador de calor E – 102.

### 7.2.2.2. Curva de calor del intercambiador

E - 102			
TUBOS		CARCASA	
T (°C)	H (MJ/h)	T (°C)	H (MJ/h)
145,399	0	126,570	0
151,731	687,67	130,210	687,67
157,952	1375,33	133,901	1375,33
164,062	2063,00	137,617	2063,00
170,061	2750,67	141,335	2750,67
174,874	3438,33	145,030	3438,33
179,181	4126,00	148,683	4126,00
183,389	4813,66	152,273	4813,66
187,487	5501,33	155,785	5501,33
191,465	6189,00	159,205	6189,00
195,313	6876,66	162,519	6876,66
199,027	7564,33	165,721	7564,33
202,604	8252,00	168,803	8252,00
206,041	8939,66	171,759	8939,66
209,342	9627,33	174,588	9627,33
212,508	10315,00	177,287	10315,00
215,545	11002,66	179,857	11002,66
218,461	11690,33	182,299	11690,33
221,263	12378,00	184,616	12378,00
223,960	13065,66	186,812	13065,66
226,561	13753,33	188,890	13753,33
229,076	14441,00	190,856	14441,00
231,515	15128,66	192,715	15128,66
233,887	15816,32	194,471	15816,32
236,202	16504,00	196,131	16504,00
238,468	17191,66	197,701	17191,66
240,691	17879,32	199,186	17879,32
242,881	18567,00	200,592	18567,00
245,044	19254,65	201,926	19254,65
247,187	19942,32	203,200	19942,32

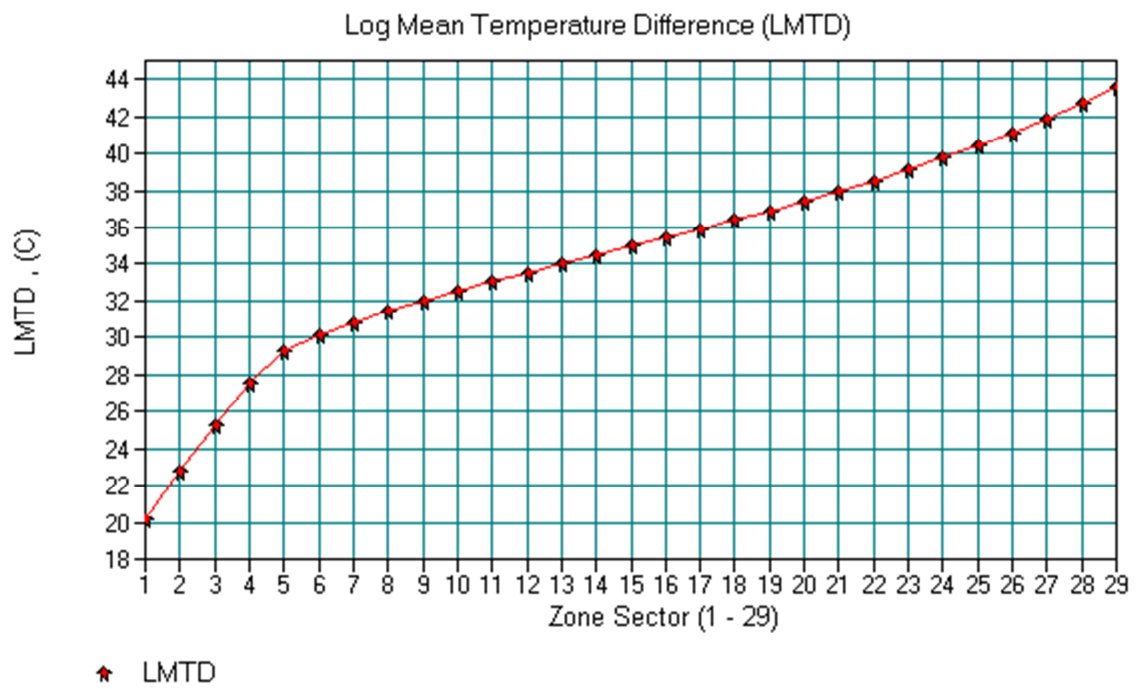
**Tabla 7.14.** Datos curva calor intercambiador de calor E – 102.

**CURVA CALOR INTERCAMBIADOR E - 102**

**Figura 7.7.** Gráfica curva de calor del intercambiador E – 102.



### 7.2.2.3. Curva de LMTD del intercambiador



**Figura 7.8.** Gráfica LMTD del intercambiador E – 102.

### 7.2.3. Intercambiador de calor E – 103

Este intercambiador de carcasa y tubos, tiene como objetivo sobrecalentar el vapor de la corriente de alimentación nº 8 que está a unos 203,2 °C, antes de entrar al reactor químico R – 101, para ello se abastece de la corriente de salida del propio reactor, nº 11, que está a unos 350 °C, la cual también se pretende enfriar.

#### 7.2.3.1. Ficha intercambiador de calor

<b>E - 103</b>
----------------

CORRIENTES			
TUBOS		CARCASA	
ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
11	20	8	9
349,85 °C	247,2 °C	203,2 °C	329,85 °C
Condensación parcial		Vapor sobrecalentado	

TIPO/CLASE	TEMA B
ORIENTACIÓN	Horizontal
CABEZAL	A
CARCASA	F
CABEZAL POSTERIOR	S
FACTOR ENSUCIAMIENTO	0,00017611 m <sup>2</sup> K/W

TUBOS	
Nº	1379
Nº PASOS	6
DIÁMETRO EXTERIOR	0,01905 m
EXPESOR	0,00165 m
LONGITUD	3,97 m
FACTOR RUGOSIDAD	1,578x10 <sup>-6</sup> m
DISPOSICIÓN	Triangular rotada 60º
TIPO	Tubo liso sin aletas
ESPACIADO ENTRE TUBOS	0,0238125 m
CARCASA	
DIÁMETRO ESTÁNDAR	1,0668 m

DEFLECTORES	
TIPO	Segmentados simples
Nº	10
CORTE HORIZONTAL	15% sobre el diámetro
ESPESOR	0,0032 m

BOQUILLAS		
TUBOS	DIÁMETRO ENTRADA	0,254508
	DIÁMETRO SALIDA	0,254508
CARCASA	DIÁMETRO ENTRADA	0,202717
	DIÁMETRO SALIDA	0,154051
ORIENTACIÓN		boquillas opuestas
ENTRADA TUBOS		por boquilla superior

TOLERANCIAS	
DEFLECTOR/CARCASA	0,00635 m
CARCASA/TUBOS	0,046 m
TUBOS/HUECO DEFLECTOR	0,008 m

MATERIALES	
ACERO AL CARBONO	A - 285 - C
DENSIDAD	8169,42 Kg/m <sup>3</sup>

ÁREA REQUERIDA	304,7 m <sup>2</sup>
ÁREA EFECTIVA	320,02 m <sup>2</sup>
ΔH REQUERIDA	12804,26 MJ/h
ΔH CALCULADA	13448,15 MJ/h
ΔH CALCULADA	3735,60 kW
SOBREDIMENSIONADO	5,03 %
TRANSFERENCIA CALOR	486,46 W/m <sup>2</sup> °C
PERDIDA PRESION MAX.	0,34023 bar
VELOCIDAD TUBOS	5,29 m/s
LMTD	24 °C
ΔT MÍNIMA	20 °C

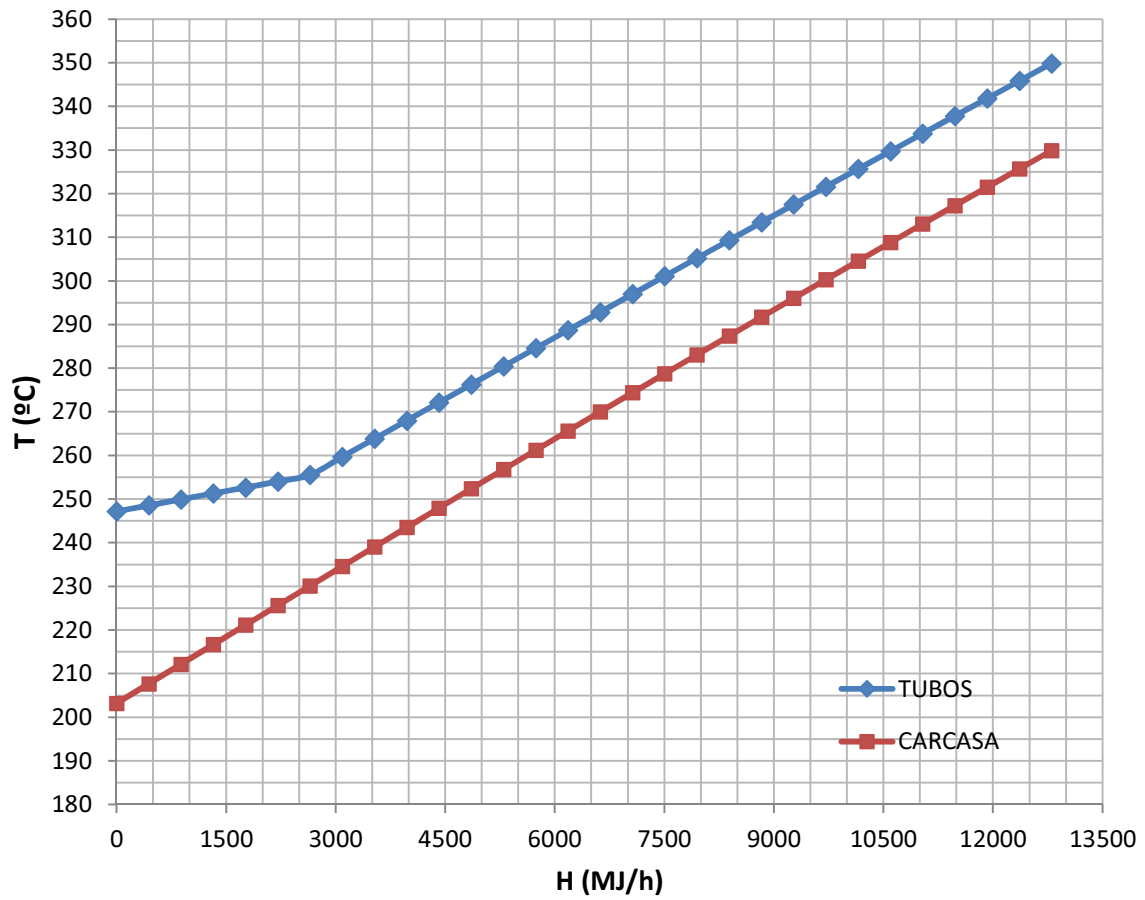
**Tabla 7.15.** Ficha intercambiador de calor E – 103.

7.2.3.2. Curva de calor del intercambiador

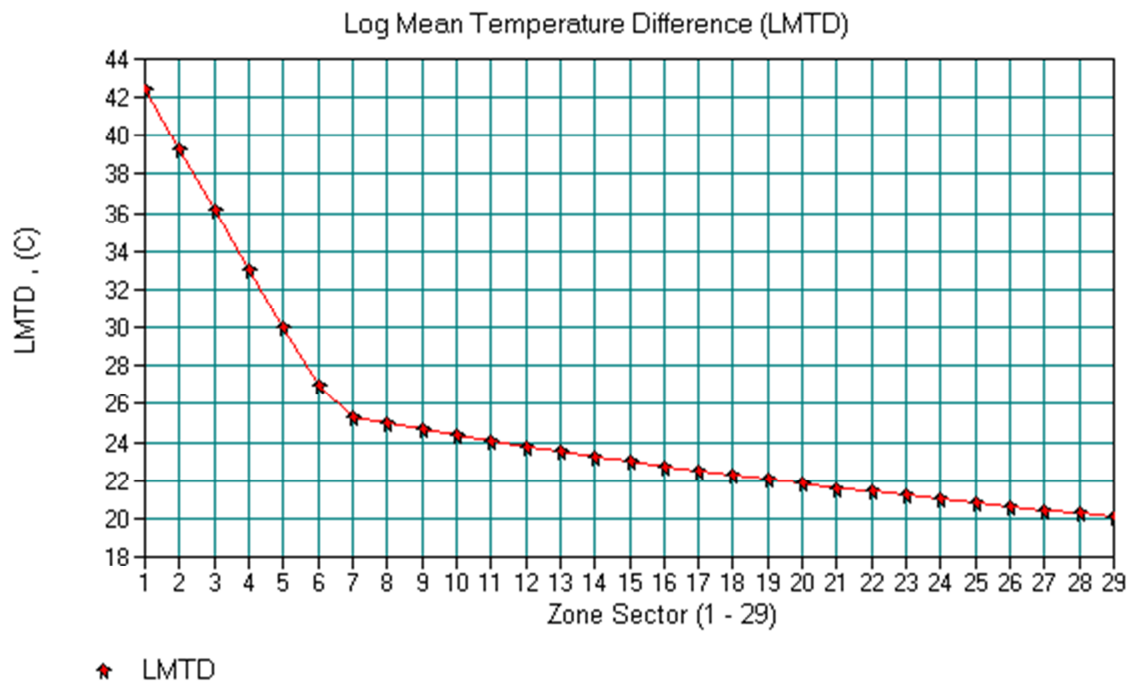
E - 103			
TUBOS		CARCASA	
T (°C)	H (MJ/h)	T (°C)	H (MJ/h)
247,187	0	203,2	0
248,555	441,53	207,671	441,53
249,920	883,05	212,150	883,05
251,283	1324,58	216,635	1324,58
252,647	1766,11	221,121	1766,11
254,014	2207,63	225,605	2207,63
255,560	2649,16	230,086	2649,16
259,690	3090,68	234,561	3090,68
263,829	3532,21	239,028	3532,21
267,974	3973,74	243,486	3973,74
272,122	4415,26	247,935	4415,26
276,270	4856,79	252,372	4856,79
280,418	5298,32	256,797	5298,32
284,563	5739,84	261,209	5739,84
288,704	6181,37	265,609	6181,37
292,839	6622,90	269,994	6622,90
296,969	7064,42	274,366	7064,42
301,092	7505,95	278,723	7505,95
305,207	7947,47	283,066	7947,47
309,314	8389	287,394	8389,00
313,412	8830,53	291,707	8830,53
317,501	9272,05	296,006	9272,05
321,581	9713,58	300,289	9713,58
325,651	10155,11	304,557	10155,11
329,710	10596,63	308,810	10596,63
333,759	11038,16	313,048	11038,16
337,798	11479,68	317,271	11479,68
341,826	11921,21	321,479	11921,21
345,844	12362,74	325,672	12362,74
349,850	12804,26	329,850	12804,26

**Tabla 7.16.** Datos curva calor intercambiador de calor E – 103.

## CURVA CALOR INTERCAMBIADOR E - 103



**Figura 7.9.** Gráfica curva de calor del intercambiador E – 103.

7.2.3.3. Curva de LMTD del intercambiador

**Figura 7.10.** Gráfica LMTD del intercambiador E – 103.

#### 7.2.4. Intercambiador de calor EAux – 201

Este intercambiador de carcasa y tubos, tiene como objetivo terminar de sobrecalentar la corriente de alimentación nº 9 que está a unos 330°C, antes de entrar al reactor químico R – 101, para ello se nutre de una corriente de vapor de agua auxiliar que entra a unos 450°C y a 5 bar.

##### 7.2.4.1. Ficha intercambiador de calor

<b>EAux - 201</b>			
-------------------	--	--	--

CORRIENTES			
TUBOS		CARCASA	
ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
9	10	HW auxiliar	
329,85	349,85	450 °C	400 °C
Vapor Proceso		Vapor agua	

TIPO/CLASE	TEMA B
ORIENTACIÓN	Horizontal
CABEZAL	A
CARCASA	F
CABEZAL POSTERIOR	S
FACTOR ENSUCIAMIENTO	0,00017611 m <sup>2</sup> K/W

TUBOS	
Nº	170
Nº PASOS	1
DIÁMETRO EXTERIOR	0,01905 m
EXPESOR	0,00165 m
LONGITUD	2,07317 m
FACTOR RUGOSIDAD	1,578x10 <sup>-6</sup> m
DISPOSICIÓN	Triangular rotada 60º
TIPO	Tubo liso sin aletas
ESPACIADO ENTRE TUBOS	0,0238125 m
CARCASA	
DIÁMETRO ESTÁNDAR	0,38735 m

DEFLECTORES	
TIPO	Segmentados simples
Nº	1
ESPACIADO	1,46365 m
CORTE HORIZONTAL	35% sobre el diámetro
ESPESOR	0,0032 m

BOQUILLAS		
TUBOS	DIÁMETRO ENTRADA	0,202717
	DIÁMETRO SALIDA	0,154051
CARCASA	DIÁMETRO ENTRADA	0,3048
	DIÁMETRO SALIDA	0,202717
ORIENTACIÓN		boquillas opuestas
ENTRADA TUBOS		por boquilla superior

TOLERANCIAS	
DEFLECTOR/CARCASA	0,0047625 m
CARCASA/TUBOS	0,041 m
TUBOS/HUECO DEFLECTOR	0,008 m

MATERIALES	
ACERO AL CARBONO	A - 285 - C
DENSIDAD	8169,42 Kg/m <sup>3</sup>

ÁREA REQUERIDA	16,86 m <sup>2</sup>
ÁREA EFECTIVA	17,99 m <sup>2</sup>
ΔH REQUERIDA	2135,07 MJ/h
ΔH CALCULADA	2278,08 MJ/h
ΔH CALCULADA	632,80 kW
SOBREDIMENSIONADO	6,7 %
TRANSFERENCIA CALOR	417,4 W/m <sup>2</sup> °C
PERDIDA PRESION MAX.	0,34023 bar
VELOCIDAD TUBOS	10.98 m/s
LMTD	84,26 °C
ΔT MÍNIMA	50,15 °C
RENDIMIENTO	99,76 %

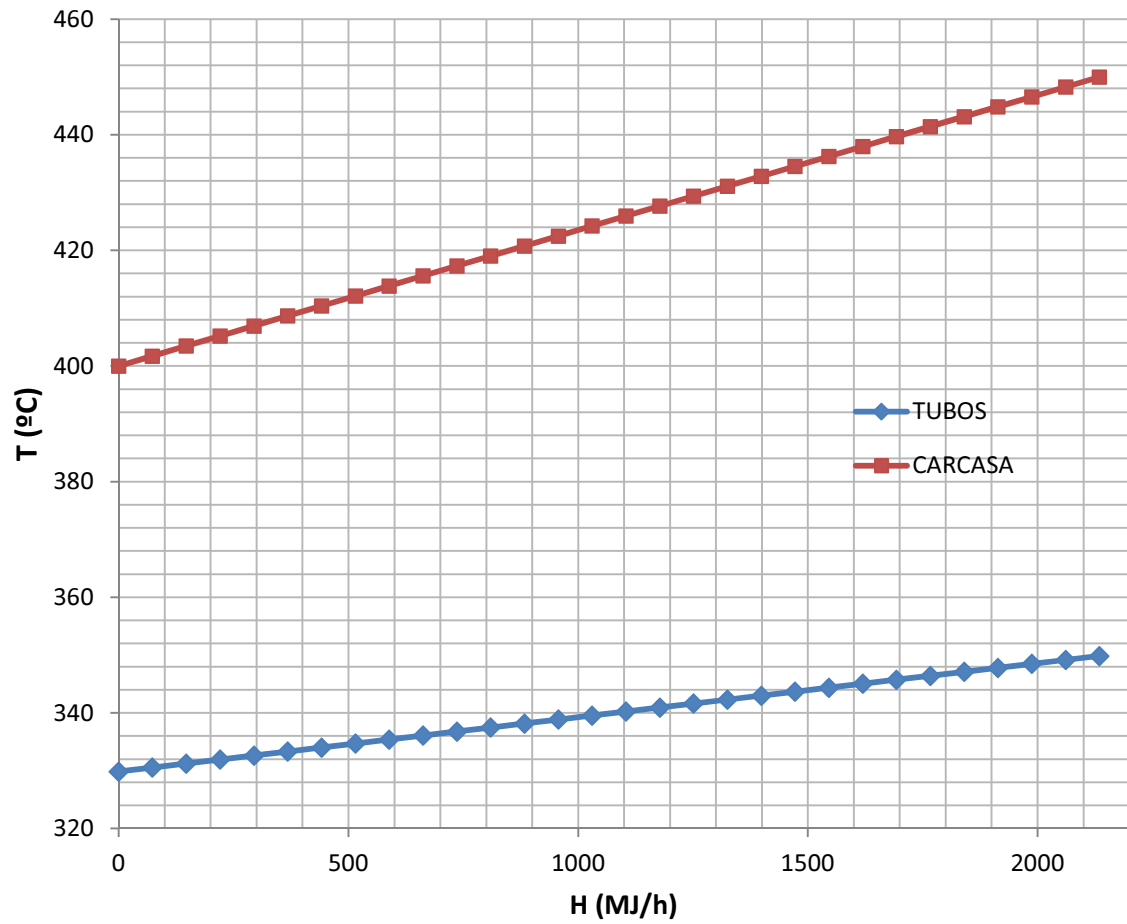
**Tabla 7.17.** Ficha intercambiador de calor EAux - 201.



#### 7.2.4.2. Curva de calor del intercambiador

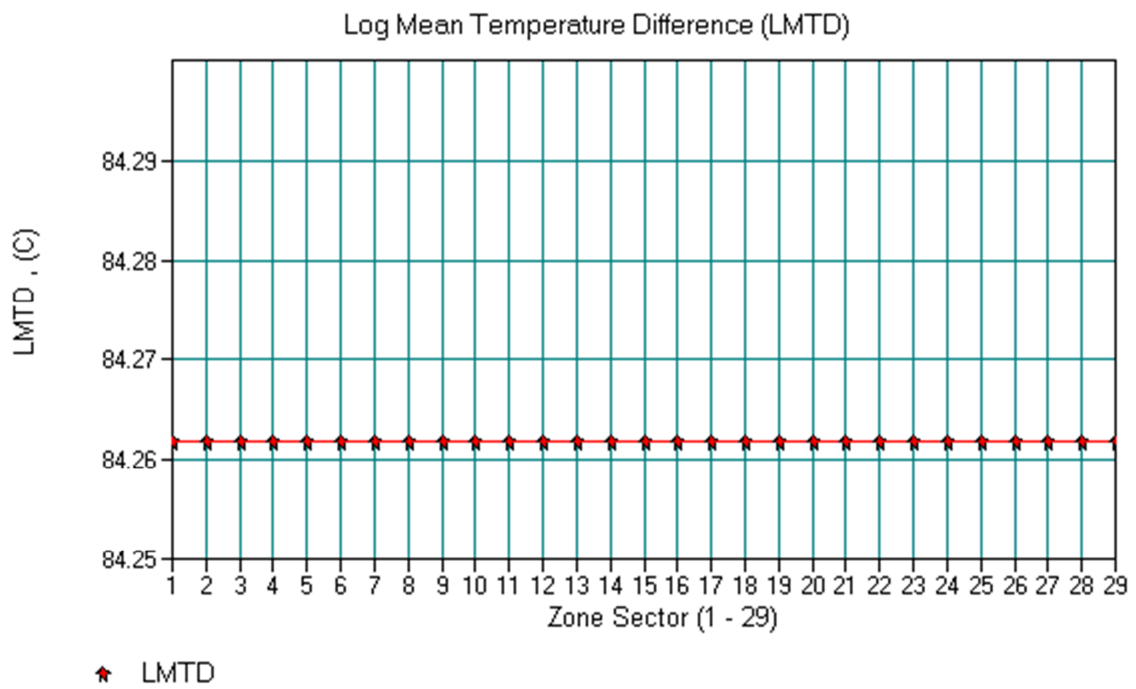
EAux - 201			
TUBOS		CARCASA	
T (°C)	H (MJ/h)	T (°C)	H (MJ/h)
329,850	0	400	0
330,545	73,623	401,735	73,623
331,240	147,246	403,470	147,246
331,935	220,869	405,204	220,869
332,629	294,492	406,937	294,492
333,322	368,116	408,669	368,116
334,016	441,739	410,400	441,739
334,709	515,362	412,131	515,362
335,401	588,985	413,860	588,985
336,093	662,608	415,590	662,608
336,785	736,231	417,318	736,231
337,476	809,854	419,045	809,854
338,167	883,477	420,772	883,477
338,857	957,100	422,498	957,100
339,547	1030,724	424,222	1030,724
340,237	1104,347	425,947	1104,347
340,926	1177,970	427,670	1177,970
341,615	1251,593	429,393	1251,593
342,303	1325,216	431,115	1325,216
342,991	1398,839	432,835	1398,839
343,679	1472,462	434,555	1472,462
344,366	1546,085	436,275	1546,085
345,053	1619,708	437,993	1619,708
345,740	1693,331	439,711	1693,331
346,426	1766,954	441,428	1766,954
347,111	1840,578	443,144	1840,578
347,797	1914,201	444,859	1914,201
348,482	1987,824	446,574	1987,824
349,166	2061,447	448,287	2061,447
349,850	2135,070	450	2135,070

**Tabla 7.18.** Datos curva calor intercambiador de calor EAux - 201.

**CURVA CALOR INTERCAMBIADOR EAux - 201**

**Figura 7.11.** Gráfica curva de calor del intercambiador EAux - 201.

### 7.2.4.3. Curva de LMTD del intercambiador



**Figura 7.12.** Gráfica LMTD del intercambiador EAux - 201.

### 7.2.5. Intercambiador de calor EAux – 202

Este intercambiador de carcasa y tubos, tiene como objetivo terminar de enfriar la corriente nº 22 que sale del intercambiador E – 101, para entrar al tanque flash del proceso (V – 101) a una temperatura de unos 40°C. Para ello, se abastece de una corriente de agua de refrigeración auxiliar que entra a unos 24°C y a 5 bares.

#### 7.2.5.1. Ficha intercambiador de calor

<b>EAux - 202</b>
-------------------

CORRIENTES			
TUBOS		CARCASA	
ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
22	23	CW auxiliar	
44,16 °C	39,85 °C	24 °C	29,9 °C
Corriente Proceso		Agua refrigeración	

TIPO/CLASE	TEMA B
ORIENTACIÓN	Horizontal
CABEZAL	A
CARCASA	E
CABEZAL POSTERIOR	S
FACTOR ENSUCIAMIENTO	0,00017611 m <sup>2</sup> K/W

TUBOS	
Nº	53
Nº PASOS	2
DIÁMETRO EXTERIOR	0,01905 m
EXPESOR	0,00165 m
LONGITUD	2,4384 m
FACTOR RUGOSIDAD	1,578x10 <sup>-6</sup> m
DISPOSICIÓN	Triangular rotada 60º
TIPO	Tubo liso sin aletas
ESPACIADO ENTRE TUBOS	0,0238125 m
CARCASA	
DIÁMETRO ESTÁNDAR	0,254 m

DEFLECTORES	
TIPO	Segmentados simples
Nº	15
ESPACIADO	0,0508 m
CORTE HORIZONTAL	15% sobre el diámetro
ESPESOR	0,0032 m

BOQUILLAS		
TUBOS	DIÁMETRO ENTRADA	0,10226
	DIÁMETRO SALIDA	0,128194
CARCASA	DIÁMETRO ENTRADA	0,0525
	DIÁMETRO SALIDA	0,04089
ORIENTACIÓN		boquillas opuestas
ENTRADA TUBOS		por boquilla superior

TOLERANCIAS	
DEFLECTOR/CARCASA	0,00635 m
CARCASA/TUBOS	0,046 m
TUBOS/HUECO DEFLECTOR	0,008 m

MATERIALES	
ACERO AL CARBONO	A - 285 - C
DENSIDAD	8169,42 Kg/m <sup>3</sup>

ÁREA REQUERIDA	6,79 m <sup>2</sup>
ÁREA EFECTIVA	7,34 m <sup>2</sup>
ΔH REQUERIDA	356,0131 MJ/h
ΔH CALCULADA	384,83 MJ/h
ΔH CALCULADA	106,90 kW
SOBREDIMENSIONADO	8,09 %
TRANSFERENCIA CALOR	987,1 W/m <sup>2</sup> °C
PERDIDA PRESION MAX.	0,34023 bar
VELOCIDAD TUBOS	3,22 m/s
LMTD	14,75 °C
ΔT MÍNIMA	9,95 °C
RENDIMIENTO	98,9 %

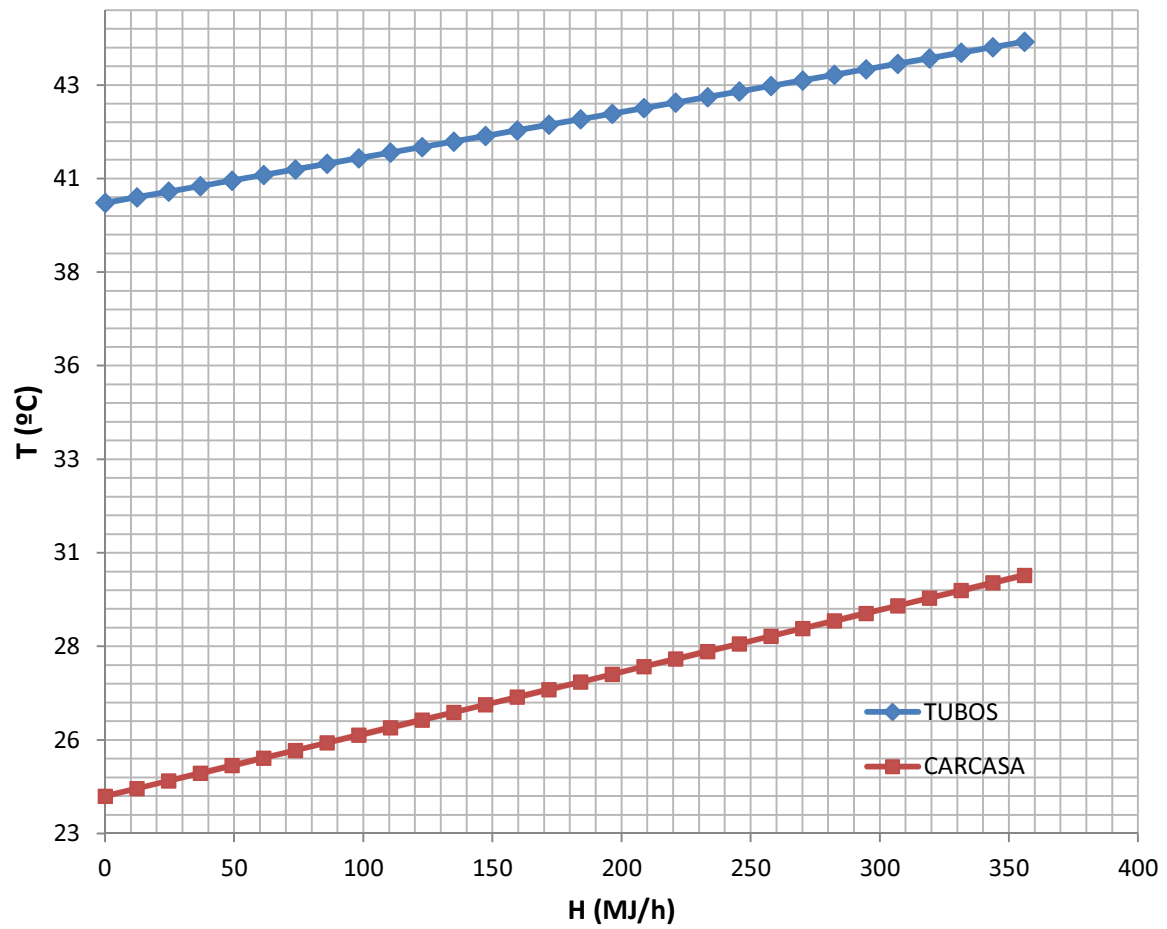
**Tabla 7.19.** Ficha intercambiador de calor EAux - 202.

7.2.5.2. Curva de calor del intercambiador

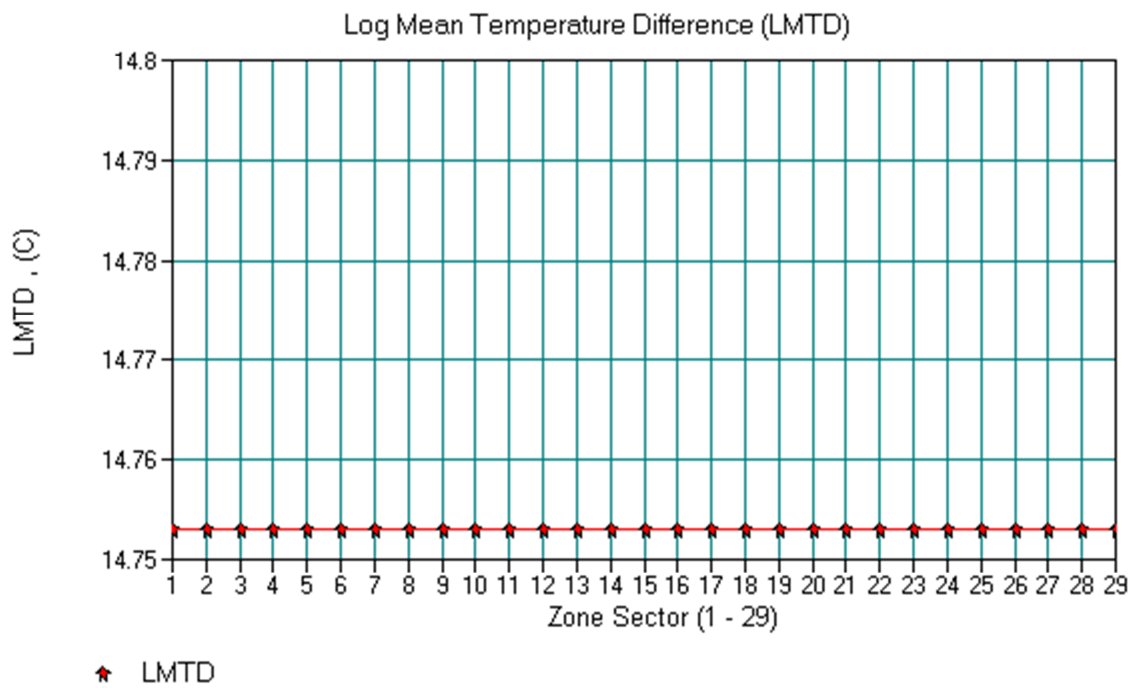
EAux - 202			
TUBOS		CARCASA	
T (°C)	H (MJ/h)	T (°C)	H (MJ/h)
39,850	0	24	0
39,999	12,276	24,203	12,276
40,149	24,553	24,407	24,553
40,298	36,829	24,610	36,829
40,447	49,105	24,814	49,105
40,596	61,381	25,017	61,381
40,745	73,658	25,221	73,658
40,894	85,934	25,424	85,934
41,043	98,210	25,628	98,210
41,192	110,487	25,831	110,487
41,341	122,763	26,035	122,763
41,489	135,039	26,238	135,039
41,638	147,315	26,442	147,315
41,787	159,592	26,645	159,592
41,935	171,868	26,849	171,868
42,084	184,144	27,052	184,144
42,232	196,421	27,256	196,421
42,381	208,697	27,459	208,697
42,529	220,973	27,663	220,973
42,677	233,249	27,866	233,249
42,826	245,526	28,069	245,526
42,974	257,802	28,273	257,802
43,122	270,078	28,476	270,078
43,270	282,354	28,680	282,354
43,418	294,631	28,883	294,631
43,566	306,907	29,087	306,907
43,714	319,183	29,290	319,183
43,862	331,460	29,494	331,460
44,010	343,736	29,697	343,736
44,157	356,012	29,9	356,012

**Tabla 7.20.** Datos curva calor intercambiador de calor EAux - 202.

## CURVA CALOR INTERCAMBIADOR EAux - 202



**Figura 7.13.** Gráfica curva de calor del intercambiador EAux - 202.

7.2.5.3. Curva de LMTD del intercambiador

**Figura 7.14.** Gráfica LMTD del intercambiador EAux - 202.



## 8. ESTIMACIÓN DE COSTES

### 8.1 VALORACIÓN DE EQUIPOS

Para llevar a cabo la valoración económica de los distintos equipos de intercambiador de calor, se ha recurrido a la aplicación informática *Capcost - Capital Cost Estimation Software* (2012), desarrollada para trabajar en *Microsoft Office-Excel*. Dicha aplicación te genera unos costes estimados de cada componente según una serie de parámetros definidos previamente:

- Tipo de equipo.
- Tipo de intercambiador.
- Tipo de material de construcción de los tubos.
- Tipo de material de construcción de la carcasa.
- Presión máxima de trabajo en el lado de la carcasa (bar).
- Presión máxima de trabajo en el lado de la carcasa (bar).
- Área de transferencia de calor ( $m^2$ ).
- Número de carcasas en serie.

Add Equipment

Unit Number100

Edit Equipment

CEPCI397

Remove All Equipment

User Added Equipment

Exchangers	Exchanger Type	Shell Pressure (barg)	Tube Pressure (barg)	MOC	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost
E-101	Fixed, Sheet, or U-Tube	25	25	Carbon Steel / Carbon Steel	336	\$ 40,000	\$ 138,000
E-102	Kettle Reboiler	25	25	Carbon Steel / Carbon Steel	249	\$ 243,000	\$ 839,000
E-103	Fixed, Sheet, or U-Tube	25	25	Carbon Steel / Carbon Steel	320	\$ 39,000	\$ 135,000
E-104	Fixed, Sheet, or U-Tube	5	25	Carbon Steel / Carbon Steel	18	\$ 15,900	\$ 53,200
E-105	Fixed, Sheet, or U-Tube	5	25	Carbon Steel / Carbon Steel	7.34	\$ 15,300	\$ 51,200
Total Bare Module Cost							\$ 1,216,400

Figura 8.1. Representación de la estimación del coste económico de los equipos según Capcost 2012.

Para una primera estimación, el programa utiliza el parámetro CEPCI (*Chemical Engineering's Plant Cost Index*) de 397, pero para el año 2012, se ha estimado un valor de CEPCI = 529,9. Por lo que a estos precios en dólares hay que hacerle un escalado en la misma proporción, además estos precios se han traducido a euros (€) por la utilidad práctica de esta moneda en nuestra zona europea, para lo que se ha utilizado un cambio de divisas de 1€ = 1,35556 dólares americanos a fecha 10/05/2013. Con lo que la estimación total del coste de los equipos en la instalación resultaría así:

EQUIPO	COSTE INICIAL	COSTE SUBIDA CEPCI	PRECIO EN €
E - 101	138.000 \$	184196,88 \$	249689,92 €
E - 102	839.000 \$	1119863,64 \$	1518042,36 €
E - 103	135.000 \$	180192,60 \$	244261,88 €
E - 104	53.200,0 \$	71009,23 \$	96257,27 €
E - 105	51.200,0 \$	68339,71 \$	92638,58 €
<b>COSTE TOTAL:</b>	<b>1.216.400,0 \$</b>	<b>1.623.602,06 \$</b>	<b>2.200.890,01 €</b>

**Tabla 8.1.** Estimación de costes en euros de los equipos con los valores ponderados según CEPCI.

## 8.2. VALORACIÓN DE CORRIENTES AUXILIARES

Para llevar a cabo la valoración económica de las corrientes auxiliares de vapor y agua de refrigeración por los intercambiadores EAux – 201 y EAux – 201 respectivamente, se ha recurrido a la aplicación informática Capcost - Capital Cost Estimation Software (2012), desarrollada para trabajar en Microsoft Office-Excel. Dicha aplicación genera unos costes estimados de cada componente según el tipo de fluido auxiliar y su energía expresada en MJ/h. La estimación es para el coste anual de las corrientes de auxiliares

Name	Total Module Cost	Grass Roots Cost	Utility Used	Efficiency	Actual Usage	Annual Utility Cost
E-101	\$ 163,000	\$ 229,000	Unspecified			
E-102	\$ 990,000	\$ 1,390,000	Unspecified			
E-103	\$ 159,000	\$ 223,000	Unspecified			
E-104	\$ 63,000	\$ 89,000	Medium Thermal Source		2280 MJ/h	\$ 246,700
E-105	\$ 60,400	\$ 85,600	Cooling Water		385 MJ/h	\$ 1,130
Totals	\$ 1,440,000	\$ 2,020,000				\$ 247,830

Figura 8.2. Representación de la estimación del coste económico de los auxiliares según Capcost 2012.

Una vez aplicadas las ponderaciones al igual que en el caso de los costes de equipos, los precios de los suministros auxiliares quedan de la siguiente manera:

EQUIPO	TIPO AUXILIAR	ENERGÍA (MJ/h)	COSTE INICIAL	COSTE SUBIDA CEPCI	COSTE ANUAL EN €
EAux - 201	Vapor (>400°C)	2280	246.700 \$	329285,29 \$	446365,97 €
EAux - 202	Agua de refrigeración	385	1.130 \$	1508,28 \$	2044,56 €
<b>COSTE TOTAL:</b>			247.830 \$	330.793,57 \$	<b>448.410,53 €</b>

**Tabla 8.2.** Estimación de costes en euros de los auxiliares con los valores ponderados según CEPCI.

### 8.3. COSTES DE LOS EQUIPOS DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA PLANTA ORIGINAL

#### 8.3.1. Método de estimación de costes originales

El cálculo de la estimación económica para los costes de los equipos de intercambio de calor para la planta de producción de 10000 Tn/año de cumeno, de la cual ha partido el presente proyecto, ha sido llevado a cabo de la siguiente manera:

El cálculo del coste de un equipo comprende el cálculo de un coste básico al que luego se le aplican unos factores de corrección (por material y por presión) y un factor de actualización al año de compra.

##### 8.3.1.1. Cálculo del coste base del equipo ( $C_p$ )

El cálculo del coste de un equipo comprende el cálculo de un coste básico, al que luego se le aplican unos factores de corrección (por material y por presión) y un factor de actualización al año de compra, factor de corrección CEPCI.

Cabe señalar, que el valor de todas las constantes precisas para el cálculo del coste de cada equipo, así como el valor del factor de corrección CEPCI, se han obtenido del documento, ("Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes", autor R. Turton).

Para calcular el coste básico se utiliza la siguiente expresión:

$$\log C_p = K_1 + K_2 \log A + K_3 (\log A)^2$$

- K1, K2, K3= Son constantes que dependen del equipo. Consultar el libro de R. Turton “Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes (Anexo 1)
- A = parámetro clave del equipo. En un reactor es el volumen, en un cambiador el área, en una columna el diámetro o el número de platos, etc...

#### 8.3.1.2. Cálculo de la corrección por material ( $F_M$ )

Si el equipo no está construido en acero al carbono es necesario obtener el valor de FM recogido en las tablas correspondientes.

#### 8.3.1.3. Cálculo de la corrección por presión ( $F_p$ )

La corrección del coste base por efecto de la diferente presión de trabajo ( $F_p$ ) se obtiene mediante:

$$\log F_p = C_1 + C_2 \log P + C_3 (\log P)^2$$

Dónde “C1”, “C2” y “C3” son constantes que dependen del equipo y “P” es la presión de operación real del equipo en bar.

#### 8.3.1.4. Cálculo del coste de referencia ( $F_{BM}$ )

Para el cálculo de este factor utilizamos la fórmula que se muestra a continuación:

$$C_{eq}^0 = C_p (B_1 + B_2 F_M F_P)$$

Donde “B1” y “B2” son constantes que dependen del equipo.

#### 8.3.1.5. Cálculo del factor de actualización

Teniendo en cuenta la inflación, se debe actualizar el coste calculado al año presente.

Existen varios índices de costes para los equipos en la industria química:

- 1.- Índice de Costes de Equipos de Marshall & Swift.
- 2.- Índice de Costes de plantas de Ingeniería Química (CEPCI).

En nuestro caso se ha utilizado este último, el cual, en función del año toma los valores tabulados a continuación:

AÑO	CEPCI	AÑO	CEPCI
1973	144,1	1991	361,3
1974	164,4	1992	358,2
1975	182,4	1993	359,2
1976	192,1	1994	368,1
1977	204,1	1995	381,1
1978	218,8	1996	381,7
1979	238,7	1997	386,5
1980	261,2	1998	389,5
1981	297	1999	390,6
1982	314	2000	394,1
1983	316,9	2001	394,3
1984	322,7	2002	395,6
1985	325,3	2003	401,7
1986	318,4	2004	442,2
1987	323,8	2005	468,2
1988	342,5	2006	499,6
1989	355,4	2007	525,4
1990	357,6	2008	575,4
		2009	511,8

**Figura 8.3.** Valores del CEPCI según el año de estimación.

La expresión para el cálculo es la siguiente:

$$\frac{C_{eq}}{C_{eq}^0} = \frac{I_2}{I_1}$$

Donde  $C_{eq}$ , es el coste del equipo actualizado;  $CBM$ , es el coste del equipo, calculado para el año al cual están referidas las tablas consultadas;  $I_2$ , es el índice CEPCI actual;  $I_1$ , es el índice CEPCI del año al cual están referidas las tablas (1996).

#### 8.3.1.6. Cálculo del coste definitivo del equipo

Consistente en la suma individual de cada equipo.

- Si se trata de una ampliación de planta ya existente:

$$C_{Planta} = 1.18 \sum_{i=1}^n C_{eq,i}$$

- Si en cambio la planta es totalmente nueva (“grassroots”) incluye los costes de acondicionamiento del terreno, edificios, servicios auxiliares (CTM) :

$$C_{planta} = C_{TM} + 0.35 \sum_{i=1}^n C_{eq,i}$$

Factor de conversión de moneda Americana (\$) a moneda Europea (€) (a fecha 25/09/2010):

$$1 \$ = 0,742445616 €$$

### 8.3.2. Datos de costes de intercambiadores de calor de la planta original

#### 8.3.2.1. Coste del intercambiador de calor E-101

Como hemos comentado anteriormente, exponemos a continuación una serie de datos utilizados para el cálculo del coste del intercambiador de calor, obtenidos del documento (“Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes”, autor R. Turton). Y así los siguientes intercambiadores.

- Tomamos tipo de intercambiador Fixed Head.
- El área de nuestro intercambiador es: 1155,83 m<sup>2</sup>.
- El material usado es acero al carbono.
- La presión de diseño es de 25 atm.
- Al ser acero al carbono  $F_m = 1$ .

En la tabla obtenemos los siguientes datos:

- $K_1 = 3,2138$
- $K_2 = 0,2688$
- $K_3 = 0,07971$
- $C_1 = C_2 = C_3 = 0$
- $B_1 = 1,80$
- $B_2 = 1,50$



Coste total del intercambiador: 214106 \$

Coste total del intercambiador ya instalado: 428211 \$ = 317946.67 €

#### 8.3.2.2. Coste del intercambiador de calor E-102

- Tomamos tipo de intercambiador Fixed Head.
- El área de nuestro intercambiador es: 31,5 m<sup>2</sup>.
- El material usado es acero al carbono.
- La presión de diseño es de 25 atm.
- Al ser acero al carbono  $F_m = 1$ .

En la tabla obtenemos los siguientes datos:

- $K_1 = 3,2138$
- $K_2 = 0,2688$
- $K_3 = 0,07971$
- $C_1 = C_2 = C_3 = 0$
- $B_1 = 1,80$
- $B_2 = 1,50$

Coste total del intercambiador: 9446.81 \$

Coste total del intercambiador ya instalado: 18893.6 \$ = 14028.50 €

#### 8.3.2.3. Coste del intercambiador de calor E-103

- Tomamos tipo de intercambiador Fixed Head.
- El área de nuestro intercambiador es: 35,10 m<sup>2</sup>.
- El material usado es acero al carbono.
- La presión de diseño es de 25 atm.
- Al ser acero al carbono  $F_m = 1$ .

En la tabla obtenemos los siguientes datos:

- $K_1 = 3,2138$
- $K_2 = 0,2688$
- $K_3 = 0,07971$
- $C_1 = C_2 = C_3 = 0$
- $B_1 = 1,80$
- $B_2 = 1,50$

Coste total del intercambiador: 10115.6 \$

Coste total del intercambiador ya instalado: 20231.2 \$ = 15021.67 €

#### 8.3.2.4. Coste del intercambiador de calor E-104

Tomamos tipo de intercambiador Fixed Head.

- El área de nuestro intercambiador es: 494,90 m<sup>2</sup>.
- El material usado es acero al carbono.
- La presión de diseño es de 25 atm.
- Al ser acero al carbono  $F_m = 1$ .

En la tabla obtenemos los siguientes datos:

- $K_1 = 3,2138$
- $K_2 = 0,2688$
- $K_3 = 0,07971$
- $C_1 = C_2 = C_3 = 0$
- $B_1 = 1,80$
- $B_2 = 1,50$

Coste total del intercambiador: 86726.4 \$

Coste total del intercambiador ya instalado: 173453 \$ = 130089.75 €

## 9- COMPARATIVA CON LA INSTALACIÓN DE LA PLANTA ORIGINAL

En este apartado lo que se pretende es dar una visión general del ahorro energético y económico que conlleva la implantación del plan de integración energética para una planta de producción de cumeno para una producción de 10.000 Tn/año, haciendo un balance de energía entre los intercambiadores de calor originales y los del nuevo plan, también una comparativa de costes estimados para el conjunto de equipos que requieren ambas instalaciones.

### 9.1. BALANCE ENERGÉTICO DE INTERCAMBIADORES

Conviene señalar que la planta original estaba diseñada con cuatro intercambiadores de calor que funcionaban con corrientes auxiliares para suministrar calor (E – 101) o refrigerar las corrientes de proceso (E – 102, E – 103 y E – 104) en forma de vapor de agua o agua de refrigeración, mientras que los de la nueva instalación aprovechan la energía de la corriente de entrada y de salida del reactor químico y sólo necesitan un aporte de corrientes auxiliares los intercambiadores EAux – 201 y EAux – 202.

INTERCAMBIADORES ORIGINALES	ENERGÍA INTERCAMBIADA (MJ/h)	ÁREA DE INTERCAMBIO (m <sup>2</sup> )
E - 101	44479,6953	1155,83
E - 102	10327,6904	31,5
E - 103	19175,5039	35,1
E - 104	13197,4209	494,9

TOTAL ENERGÍA NECESARIA CALENTAR CORRIENTE:	44.479,70 MJ/h	12.355,47 kW
TOTAL ENERGÍA NECESARIA REFRIGERAR CORRIENTE:	42.700,62 MJ/h	11.861,28 kW
TOTAL APORTADA:	87.180,31 MJ/h	24.216,75 kW

**Tabla 9.1.** Balance energía intercambiadores originales.

INTERCAMBIADORES NUEVA INST.	ENERGÍA INTERCAMBIADA (MJ/h)	ÁREA DE INTERCAMBIO (m <sup>2</sup> )
E - 101	10055,99	335,65
E - 102	21327,19	248,82
E - 103	13448,15	320,02
EAux - 201	2278,08	17,99
EAux - 202	384,83	7,34

TOTAL ENERGÍA NECESARIA CALENTAR CORRIENTE:	2.278,08 MJ/h	632,80 kW
TOTAL ENERGÍA NECESARIA REFRIGERAR CORRIENTE:	384,83 MJ/h	106,90 kW
TOTAL ENERGÍA INTERCAMBIADA CORRIENTES:	44.831,33 MJ/h	12.453,15 kW
TOTAL APORTADA:	2.662,91 MJ/h	739,70 kW

**Tabla 9.2.** Balance energía intercambiadores nueva instalación.

AHORRO ENERGÉTICO ESTIMADO:	84.517,40 MJ/h	23.477,06 kW
-----------------------------	----------------	--------------

**Tabla 9.3.** Comparación del balance de energía.

## 9.2. BALANCE ECONÓMICO DE INTERCAMBIADORES

### 9.2.1. Comparativa de costes de equipos e instalación

Se ha hecho una comparativa de precios de los equipos con su coste una vez instalados en su lugar dentro del proceso de producción de la planta, si bien se han utilizado distintos métodos para el cálculo económico de los intercambiadores originales y los de nueva instalación.

INTERCAMBIADORES ORIGINALES	COSTE ESTIMADO (€)
E - 101	317946,67
E - 102	14028,5
E - 103	15021,67
E - 104	130089,75
<b>TOTAL:</b>	<b>477.086,59</b>

**Tabla 9.4.** Balance económico intercambiadores originales.

INTERCAMBIADORES NUEVA INST.	COSTE ESTIMADO (€)
E - 101	249689,92
E - 102	1518042,36
E - 103	244261,88
EAux - 201	96257,27
EAux - 202	92638,58
<b>TOTAL:</b>	<b>2.200.890,01</b>

**Tabla 9.5.** Balance económico intercambiadores de nueva instalación.

Para la nueva instalación deberíamos hacer una inversión económica mayor en equipos, siendo la diferencia de precio para la nueva instalación de:

**1.723.803,42 €**

### 9.2.2. Comparativa de costes de energía auxiliar aportada

Para la comparación de los costes estimados en energía auxiliar, sí se ha utilizado el mismo método, se ha recurrido a la aplicación informática Capcost - Capital Cost Estimation Software (2012), desarrollada para trabajar en Microsoft Office-Excel. La comparación es en coste anual.

EQUIPO	TIPO AUXILIAR	ENERGÍA (MJ/h)	PRECIO ANUAL EN €
EAux - 201	VAPOR (>400°C)	2280	446.365,97 €
EAux - 202	AGUA REFRIGERACIÓN	385	2.044,56 €
<b>COSTE TOTAL:</b>			<b>448.410,53 €</b>

**Tabla 9.10.** Balance económico de auxiliares en intercambiadores de nueva instalación.

INTERCAMBIADORES ORIGINALES	TIPO AUXILIAR	ENERGÍA (MJ/h)	PRECIO ANUAL EN €
<b>E - 101</b>	VAPOR	44479,6953	8.706.579,042 €
<b>E - 102</b>	AGUA REFRIGERACIÓN	10327,6904	54.823,22 €
<b>E - 103</b>	AGUA REFRIGERACIÓN	19175,5039	103.132,79 €
<b>E - 104</b>	AGUA REFRIGERACIÓN	13197,4209	70.564,54 €
<b>COSTE TOTAL:</b>			<b>8.935.099,6 €</b>

**Tabla 9.11.** Balance económico de auxiliares en intercambiadores originales.

El ahorro anual en corrientes auxiliares, considerado conjuntamente las de vapor de agua y refrigeración, se ha estimado en:

**8.486.689,07 €**

## **10. OPTIMIZACIÓN DE $\Delta T_{min}$**

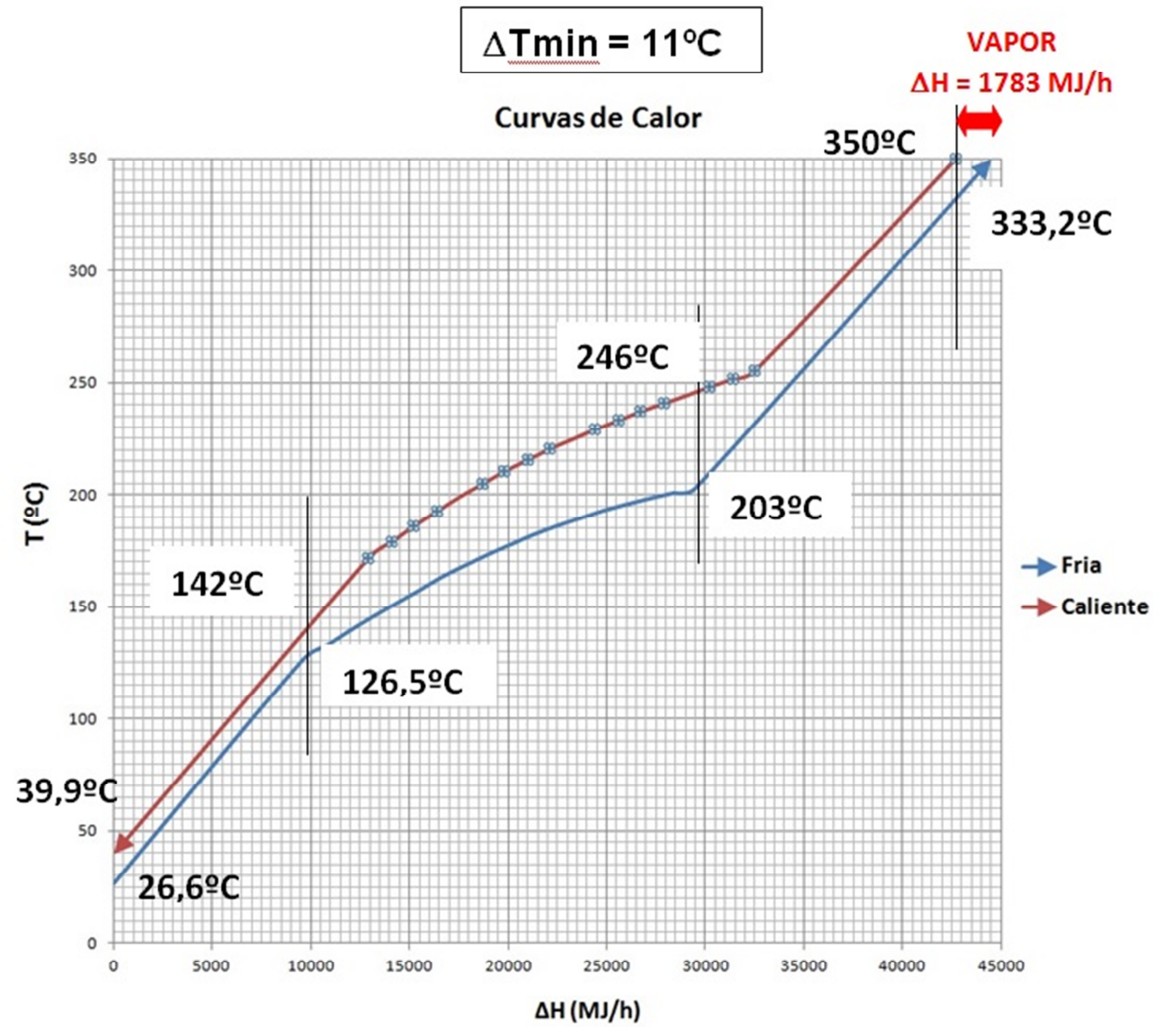
Como ya hemos dicho anteriormente, hay dos efectos termodinámicos básicos que influyen en el coste de capital. El primero es la fuerza impulsora en el diseño del intercambiador de calor que se refleja en el gradiente de temperatura para la transferencia de calor y el otro efecto es el de la carga total de energía (servicios auxiliares).

Cuando los diseños son estrechos se reduce la diferencia de temperatura, por lo que se necesitan menos servicios y disminución en la carga de energía del proceso, pero el coste de la instalación se incrementa. Sin embargo, cuando se aumenta la diferencia de temperatura en el pinzamiento, las instalaciones son menos costosas, a costa de tener mayores gastos de servicios auxiliares.

Hemos tomado como diferencia de energía en el pinzamiento ( $\Delta T_{min}$ ) un valor de 17,5°C, basándonos en los datos obtenidos de la bibliografía, donde se dan unas indicaciones generales de rango de valores óptimos para este parámetro, entre.

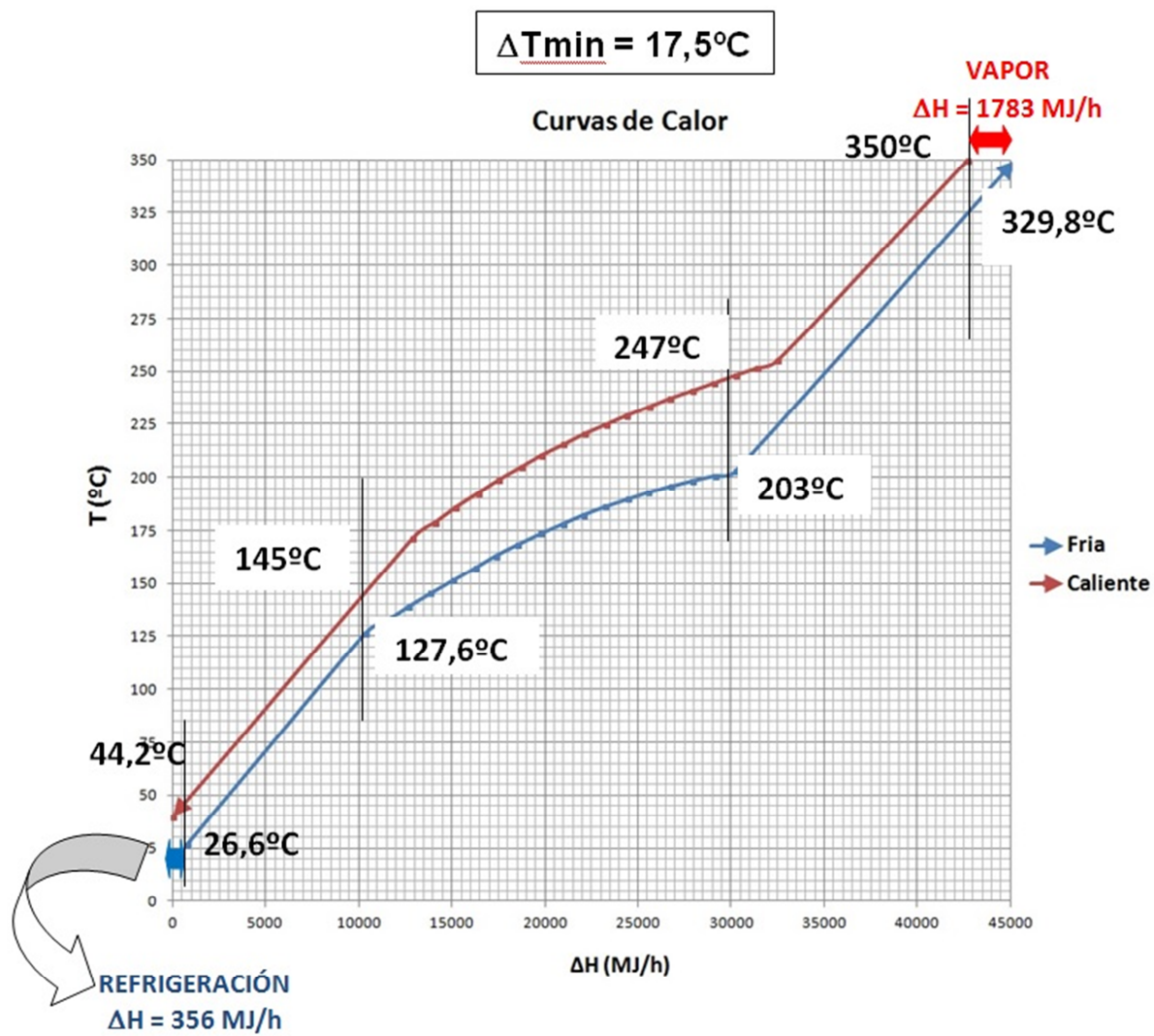
Podemos, tomando como partida los diseños de los intercambiadores que ya hemos realizado, simular el proceso para diferentes valores de  $\Delta T_{min}$  y hacer el estudio económico de los diferentes casos. Para cada valor de  $\Delta T_{min}$  calculan las áreas de los 5 intercambiadores de calor implicados en el proceso, así como los gastos de agua de refrigeración y de vapor.

Hemos realizado simulaciones para valores de  $\Delta T_{min}$  de 11°C (valor mínimo del proceso), 17,5°C (valor elegido en el proyecto), 30°C, 40°C y 50°C. Mostramos en las siguientes figuras las curvas caliente y fría para los diferentes casos. Se indican en las gráficas las franjas de temperatura que abarca cada intercambiador y los calores que se han de eliminar y aportar para completar el proceso.

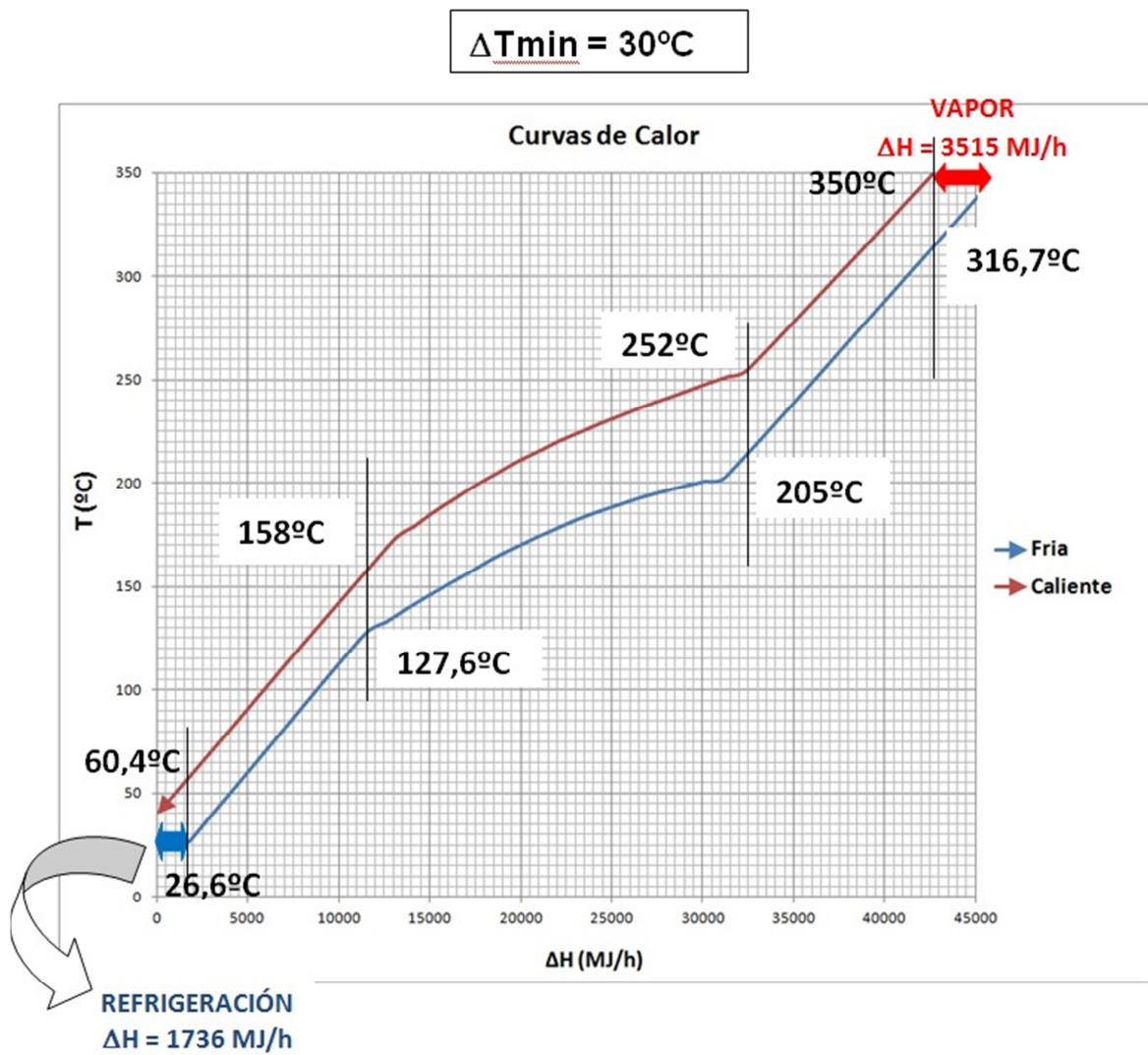


**Figura 10.1.** Curvas de calor y valores de energía auxiliar para  $\Delta T_{min} = 11^{\circ}\text{C}$ .

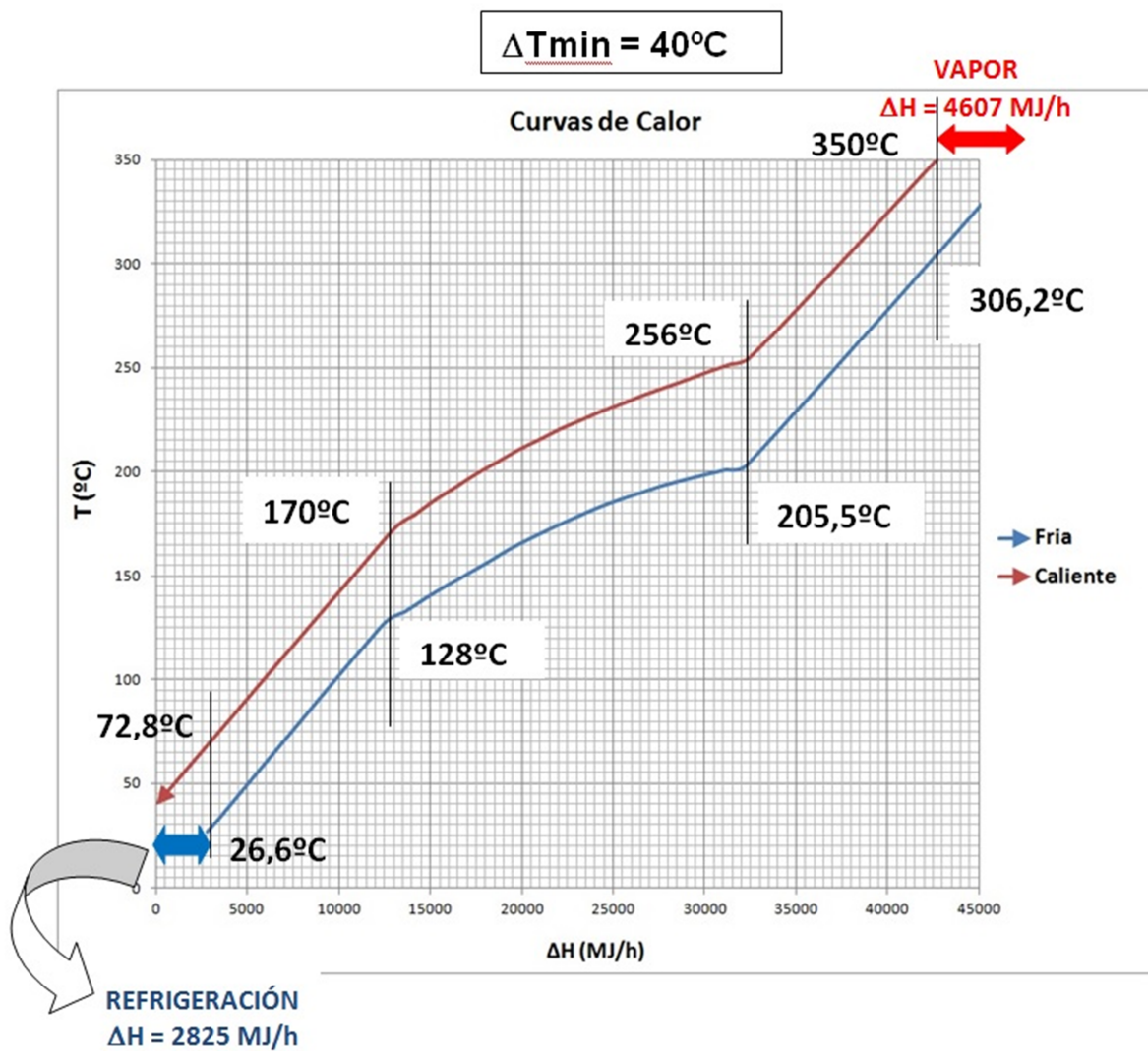




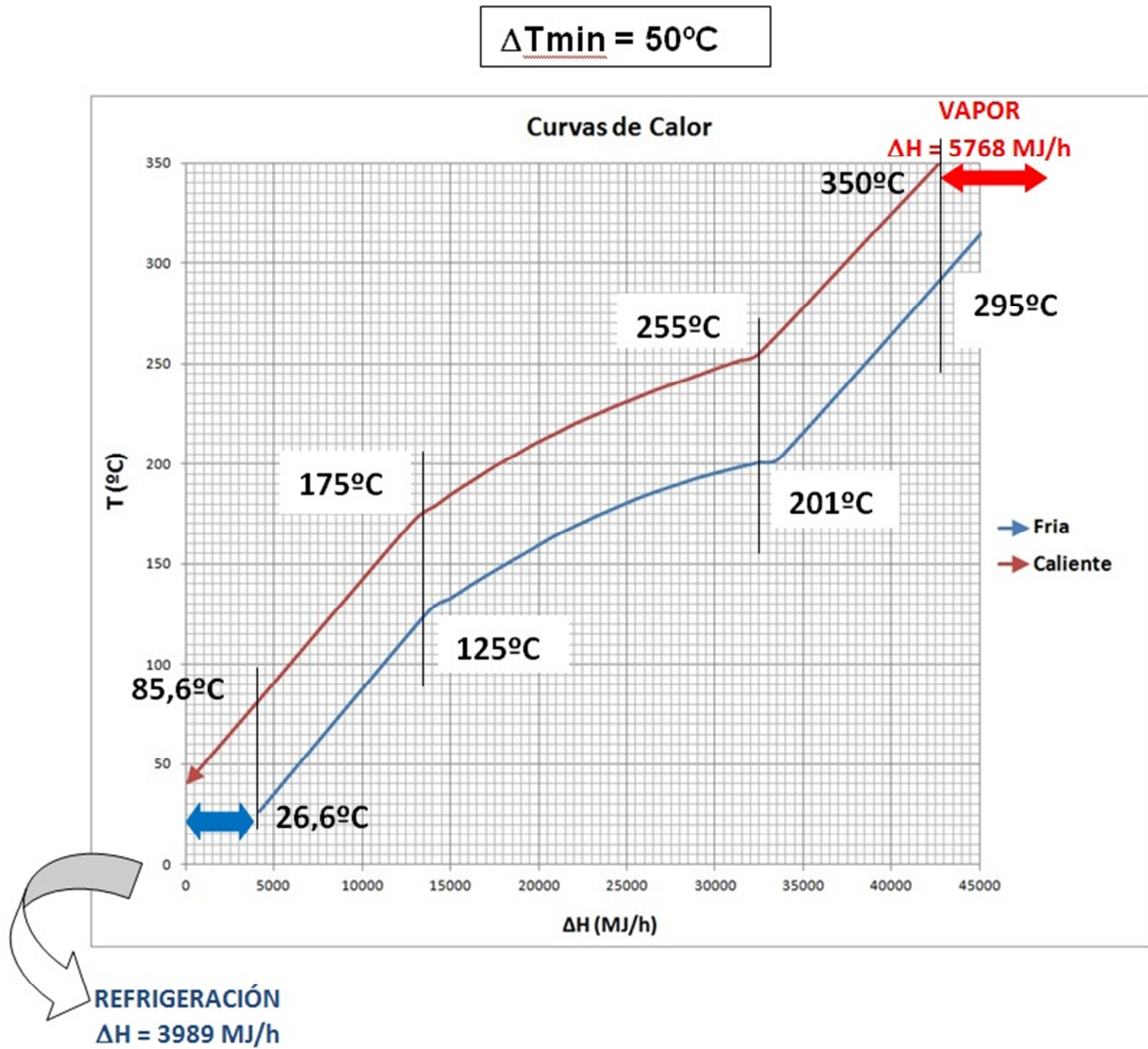
**Figura 10.2.** Curvas de calor y valores de energía auxiliar para  $\Delta T_{min} = 17,5^{\circ}\text{C}$ .



*Figura 10.3. Curvas de calor y valores de energía auxiliar para  $\Delta T_{min} = 30^{\circ}\text{C}$ .*



**Figura 10.4.** Curvas de calor y valores de energía auxiliar para  $\Delta T_{min} = 40^{\circ}\text{C}$ .



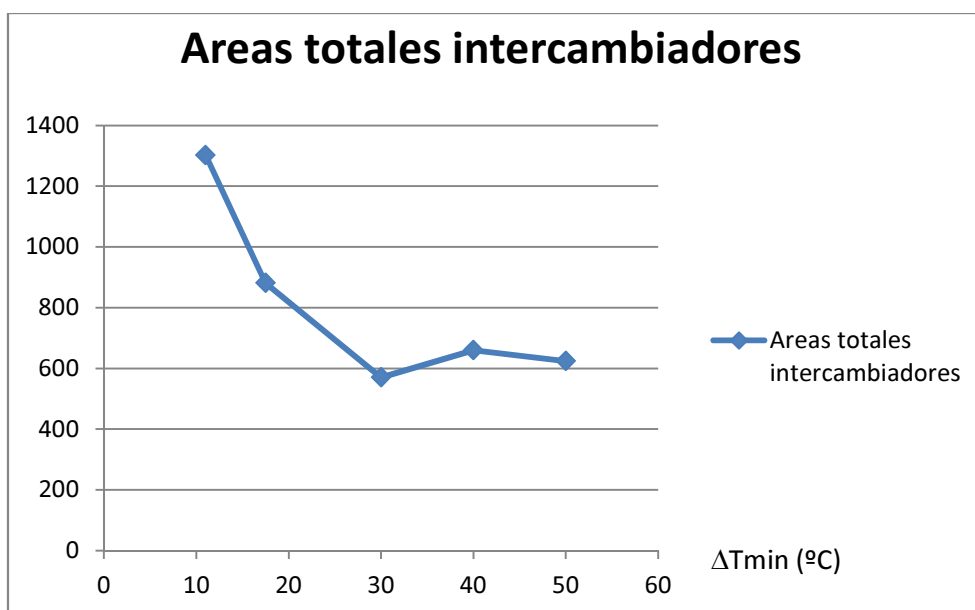
**Figura 10.5.** Curvas de calor y valores de energía auxiliar para  $\Delta T_{min} = 50^{\circ}\text{C}$ .

En la tabla siguiente se muestran los valores de áreas obtenidas, así como los consumos de agua de refrigeración y vapor asociados a cada caso.

	$\Delta T_{\min} = 11^{\circ}\text{C}$	$\Delta T_{\min} = 17,5^{\circ}\text{C}$	$\Delta T_{\min} = 30^{\circ}\text{C}$	$\Delta T_{\min} = 40^{\circ}\text{C}$	$\Delta T_{\min} = 50^{\circ}\text{C}$
<b>E - 101</b>	588	320.28	133.54	93	85.05
<b>E - 102</b>	253.14	232.67	156.41	151	115.97
<b>E - 103</b>	446.98	304.7	152.62	132.5	89.88
<b>E Aux 201</b> vapor 450°C	$\Delta H = 1783,2 \text{ MJ/h}$ Area = 14,01 m <sup>2</sup> M = 17106 kg/h	$\Delta H = 2135,1 \text{ MJ/h}$ Area = 16,86 m <sup>2</sup> M = 20482,4 kg/h	$\Delta H = 3515,8 \text{ MJ/h}$ Area = 69,43 m <sup>2</sup> M = 34125 kg/h	$\Delta H = 4607,1 \text{ MJ/h}$ Area = 90,05 m <sup>2</sup> M = 44717 kg/h	$\Delta H = 55319 \text{ MJ/h}$ Area = 105,41 m <sup>2</sup> M = 55990 kg/h
<b>E Aux 202</b> agua 25°C	$\Delta H = 0 \text{ MJ/h}$	$\Delta H = -356 \text{ MJ/h}$ Area = 6,83 m <sup>2</sup> M = 17018 kg/h	$\Delta H = -1737 \text{ MJ/h}$ Area = 58,19 m <sup>2</sup> M = 20723 kg/h	$\Delta H = -2826 \text{ MJ/h}$ Area = 193,41 m <sup>2</sup> M = 26994 kg/h	$\Delta H = -3989 \text{ MJ/h}$ Area = 227,89 m <sup>2</sup> M = 38104 kg/h
<b>Area total</b>	1302.13 m <sup>2</sup>	881.34 m <sup>2</sup>	570.19 m <sup>2</sup>	659.96 m <sup>2</sup>	624.2 m <sup>2</sup>

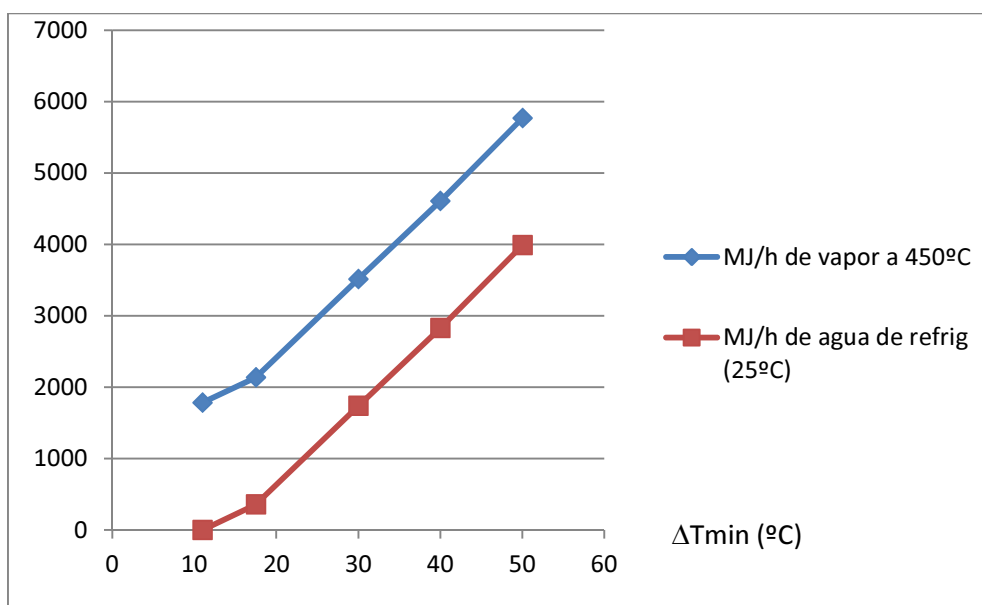
**Tabla 10.1.** Valores de áreas y consumos de auxiliares para distintas  $\Delta T_{\min}$ .

Hemos representado gráficamente estos resultados para observar más claramente la tendencia decreciente del área total requerida de intercambiadores a medida que aumentamos la diferencia de temperatura en pinzamiento. En contraste, también se observa la tendencia creciente de servicios auxiliares.



**Figura 10.6.** Gráfica de valores de área total de intercambio para distintas  $\Delta T_{\min}$ .

## Consumo energético horario en servicios auxiliares



**Figura 10.7.** Gráfica de consumo energético de auxiliares para distintas  $\Delta T_{min}$ .

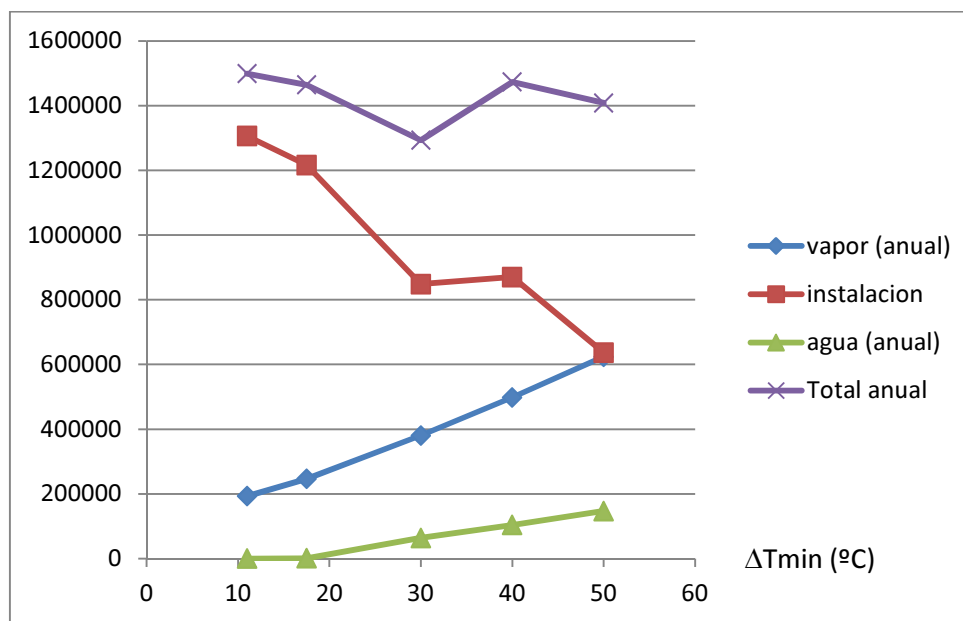
Para evaluar económicamente los costes de instalaciones y servicios auxiliares, hemos aplicado el programa CAPCOST a todos nuestros resultados. Los resultados se presentan en la siguiente tabla, mostrando los precios de las instalaciones y los gastos anuales de servicios auxiliares. Los costes están en dólares. No se han escalado de acuerdo a la inflación y tampoco se han pasado a euros, ya que lo que nos interesa en este apartado es un estudio comparativo.

EQUIPO		$\Delta T = 11^{\circ}\text{C}$	$\Delta T = 17.5^{\circ}\text{C}$	$\Delta T = 30^{\circ}\text{C}$	$\Delta T = 40^{\circ}\text{C}$	$\Delta T = 50^{\circ}\text{C}$
<b>E-101</b>	coste (\$)	189000	138000	90600	79400	77100
<b>E-102</b>	coste (\$)	853000	839000	528000	510000	401000
<b>E-103</b>	coste (\$)	161000	135000	93600	103000	78500
<b>Eaux 201</b>	coste (\$)	52000	53200	70000	76000	80300
<b>Eaux 202</b>	coste (\$)	51200	51200	66500	102000	110
<b>Total:</b>	coste (\$)	1306200	1216400	848700	870400	637010
<b>vapor</b>	coste anual(\$)	192900	246700	380400	498400	624100
<b>agua</b>	coste anual(\$)	0	1130	64100	104200	147100

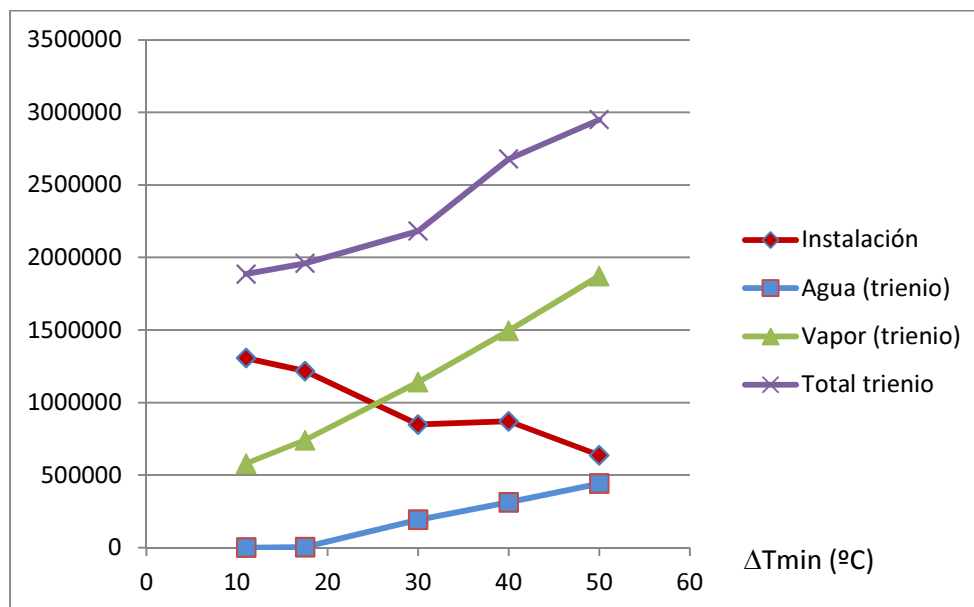
**Tabla 10.2.** Estimación de costes para distintas  $\Delta T_{min}$ .



Por último, representamos para el primer año los gastos de instalación en rojo, y los de agua y vapor, así como la suma total en color violeta. Hemos hecho otra gráfica para los gastos totales en un trienio y en ella ya se observa cómo los gastos de servicios auxiliares, especialmente vapor, superan a los gastos de instalación, por lo que resulta más rentable diseñar la planta para valores de  $\Delta T_{min}$  bajos.



**Figura 10.8.** Gastos estimados de instalación y auxiliares para distintas  $\Delta T_{min}$  en un año.



**Figura 10.9.** Gastos estimados de instalación y auxiliares para distintas  $\Delta T_{min}$  en tres años.

## 11. CONCLUSIONES

El objetivo del presente proyecto era optimizar el consumo energético de una planta de producción de cumeno teórica previamente diseñada, la cual necesitaba para su funcionamiento regular una serie de aportes energéticos en forma de corrientes auxiliares para enfriar o calentar algunas de las corrientes del proceso.

En primer lugar, la corriente de alimentación (referenciada con el nº 6 en ambos proyectos) que entraba a unos 26°C necesitaba ser calentada hasta una temperatura mayor, de unos 350°C para entrar al reactor químico (R – 101) y que se dieran las condiciones apropiadas para que se produjese la reacción química necesaria para seguir con el proceso químico industrial de producción de cumeno.

Después, la corriente de salida del reactor químico, que se encuentra a la misma temperatura de entrada al reactor (350°C) debe de ser enfriada, antes de entrar en el tanque flash (V – 101) y las posteriores etapas en las columnas de destilación (T – 101 y T – 102), hasta una temperatura de unos 40°C. Ambas columnas de destilación también necesitan aporte de energía, para condensar las corrientes de recirculado en cabeza de columna y para evaporar parte de la corriente que llega al fondo de estas.

En la planta original proyectada, el aporte de calor y el enfriamiento de las corrientes se llevaba a cabo por medio de corrientes auxiliares en forma de vapor de agua y agua de refrigeración a través de un intercambiador antes de la entrada al reactor y tres intercambiadores más puestos en serie, a la salida de este, con el consiguiente gasto energético y económico en producir dichas corrientes auxiliares.

Como parte del plan de integración energética, se ha querido optimizar el proceso de forma que se pudiese aprovechar el contenido energético en forma de calor de la corriente de salida del reactor para cedérselo a la corriente de alimentación que era necesario calentar. Esto se ha planteado para que tenga lugar en tres etapas, diferenciadas por tres intercambiadores de calor de tipo carcasa y tubos, la primera etapa, llevada a cabo por el intercambiador E – 101, tiene por objetivo hacer un intercambio entre dos corrientes líquidas con una diferencia de temperatura mínima entre ambas de 17,5°C, en base a diversos estudios económicos y de optimización citados en el presente trabajo, teniendo en cuenta las recomendaciones de la bibliografía y que fuese técnicamente viable.

La siguiente etapa, se realiza por medio del intercambiador E – 102, denominado en algunas nomenclaturas como *rehervidor* o tipo *kettle*, dónde se produce un cambio de fase en ambas corrientes cruzadas, una condensación de vapor y una vaporización



de la más fría. En la etapa posterior, se cruzan dos vapores, para sobrecalentar el de la corriente de entrada al reactor y empezar a enfriar el de salida, valiéndose de otro intercambiador de carcasa y tubos (E – 103). Los intercambiadores que precisan de corrientes auxiliares (EAux – 201 y EAux – 202) se encuentran, uno antes del reactor, para terminar de aportar el calor necesario a la corriente de entrada por medio de vapor de agua a unos 450°C, y el otro antes de entrar al tanque flash, para terminar de enfriar la corriente de salida del reactor, por medio de agua de refrigeración a una temperatura ambiente estimada de 24°C.

Los intercambiadores de calor presentes en las columnas de destilación, no se han podido cruzar con las corrientes del proceso a la entrada y salida del reactor, debido a sus características termodinámicas y su diferencia de temperatura mínima, lo que hacía técnicamente inviable un intercambio de energía entre ambos.

A la vista de los resultados obtenidos del dimensionado y los costes asociados a los equipos y corrientes auxiliares necesarios para implantar el proyecto de integración energética dentro de la instalación original, se extraen las siguientes conclusiones:

- La diferencia de energía requerida para el funcionamiento del proceso original y el de la nueva instalación es de aproximadamente: **84.500 MJ/h (23.500 kW)**

<b>TOTAL APORTADA PLANTA ORIGINAL:</b>	87.180,3105 MJ/h	24.216,7529 kW
<b>TOTAL APORTADA EN LA NUEVA INSTALACIÓN:</b>	2.662,91 MJ/h	739,697222 kW
<b>AHORRO ENERGÉTICO ESTIMADO:</b>	84.517,4005 MJ/h	23.477,0557 kW

- La inversión en la nueva instalación, contando el gasto de todos los equipos necesarios y puestos en la instalación, se ha valorado en unos: **2.200.000 €**, frente al coste de inversión de la planta original, estimado aproximadamente en: **500.000 €**

INTERCAMBIADORES NUEVA INST.	COSTE ESTIMADO (€)	INTERCAMBIADORES ORIGINALES	COSTE ESTIMADO (€)
E - 101	249689,92	E - 101	317946,67
E - 102	1518042,36	E - 102	14028,5
E - 103	244261,88	E - 103	15021,67
EAux - 201	96257,27	E - 104	130089,75
EAux - 202	92638,58	TOTAL:	<b>477.086,59</b>
TOTAL:	<b>2.200.890,01</b>		

**Tabla 11.1.** Comparación costes equipos originales y de nueva instalación.

- El coste anual para servicios auxiliares, contando tanto con el vapor como con el agua de refrigeración, es de unos: **450.000 €**. Lo que supone una diferencia con el gasto anual en auxiliares de la planta original de aproximadamente: **8.500.000 €**

EQUIPO	TIPO AUXILIAR	PRECIO ANUAL EN €
EAux - 201	VAPOR (>400°C)	446.365,97 €
EAux - 202	AGUA REFRIGERACIÓN	2.044,56 €
<b>COSTE TOTAL:</b>		<b>448.410,53 €</b>
INTERCAMBIADORES ORIGINALES	TIPO AUXILIAR	PRECIO ANUAL EN €
E - 101	VAPOR	8.706.579,04 €
E - 102	AGUA REFRIGERACIÓN	54.823,22 €
E - 103	AGUA REFRIGERACIÓN	103.132,79 €
E - 104	AGUA REFRIGERACIÓN	70.564,54 €
<b>COSTE TOTAL:</b>		<b>8.935.099,60 €</b>

**Tabla 11.2.** Comparación gastos en auxiliares en equipos originales y de nueva instalación.

Por último se ha justificado la elección de la red de intercambiadores de calor con una diferencia de temperatura mínima,  $\Delta T_{min} = 17,5^{\circ}\text{C}$ , puesto que en relación con otras  $\Delta T_{min}$  mayores, que necesitan menos superficie de intercambio y menos gasto en inversión de equipos, se ha demostrado que para una amortización a largo plazo, los gastos de los servicios auxiliares, superan a los costes de los equipos a partir del tercer año, como se refleja en las gráficas de las figuras 10.8 y 10.9.

## 12. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Bacha, Álvarez, X., Fortes-Rivas, M.C., Aguilar-Escalante, R. A. Diseño de una red de intercambio de calor utilizando la metodología supertargeting del punto de pliegue. Revista del Centro de Investigación. Universidad La Salle, vol. 7, núm. 28, julio-diciembre, 2007, pp. 23-40, Universidad La Salle México.

Edwards, J. E. Desing and Rating Shell and Tube Heat Excangers. P & I Design Ltd, Teesside, UK.

Guillén, R. Guía de Introducción a la simulación de procesos en CHEMCAD 5.3.4 (estado estacionario). Representaciones Caesar C.A.

Moyano, Molina, M. P. Diseño de un Reactor Químico para la Síntesis de Benceno. Universidad de Cádiz. Febrero (2012).

Navia, D., Henríquez L., Salazar J. L., Redes de Intercambiadores de Calor. Universidad de Santiago de Chile facultad de ingeniería programa de graduados en ingeniería química.

P. Buthod & all, PROCESS COMPONENT DESIGN Capítulo 8 "Heat Exchangers Design". Universidad de Tulsa .Oklahoma.

Perry & Chilton. MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO. Sección 10. "Transferencia de Calor". Sección 11. "Equipos de Transferencia de Calor". Mc Graw Hill.

Seider, W. D., Seader, J.D., Lewin, D.R.; Widagdo S. Product and Process Design Principles. Synthesis, Analysis, and Evaluation. Third Edition. Internacional Student Version. Jhon Wiley & Sons, Inc. (2010).

Sinnott, R., Towler, G. Cehmical Engineerin Desing. Fittth Edition. Elsevier Ltd. (2009). Traducción española: Costa, López, J., Bonet, Ruiz, J., Pinto Llona, A., España Maraver, F. J. Diseño en Ingeniería Química. Editorial Reverté, S. A. Barcelona (2012).

Smith, R. Chemical Process Design and Integration. Centre for Process Integration, School of Chemical Engineering and Analytical Science, University of Manchester. John Wiley & Sons, Ltd.

Stanley M. Walas. CHEMICAL PROCESS EQUIPMENT, SELECTION AND DESIGN. Section 8 "Heat Transfer and Heat Exchangers". Butterworth-Heinemann.

HIDROTERM, S.A. Hidroterm Ingeniería, es una empresa dedicada al suministro y puesta en marcha de Equipos y sistemas, específicamente en el Área Industrial y Construcción, 22/09/2013. <http://www.hidroterm.com.ve/intercambiadordecalor2.htm>

Drakos, N. Computer Based Learning Unit, University of Leeds. Copyright © 1993, 1994, 1995, 1996. Moore, R. Mathematics Department, Macquarie University, Sydney. Copyright © 1997, 1998, 1999, 10/09/2013. <http://gpinch.sourceforge.net/pinch/node104.html>



Universidad  
Politécnica  
de Cartagena



**ESCUELA UNIVERSITARIA DE INGENIERÍA DE CAMINOS  
CANALES Y PUERTOS Y DE INGENIERÍA DE MINAS**

**TRABAJO FIN DE GRADO:**

**- INTEGRACIÓN ENERGÉTICA DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE  
CUMENO PARA LA PRODUCCIÓN DE 10000 Tn/año -**

**ANEXO I – ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS**

**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL**

**Titulación:** Grado en Ingeniería de Recursos Minerales y Energía

**Alumno:** Miguel Antonio Muñoz Martínez

**Directora:** Mercedes Alacid Cárceles

**ÍNDICE ANEXO I**


**NºHoja**

<b>1. <u>INTRODUCCIÓN</u></b>	<b>1</b>
<b>2. <u>BOMBAS</u></b>	<b>2</b>
<b>3. <u>INTERCAMBIADORES DE CALOR</u></b>	<b>5</b>
<b>4. <u>DESTILADOR FLASH</u></b>	<b>15</b>
<b>5. <u>REACTOR QUÍMICO</u></b>	<b>17</b>
<b>6. <u>COLUMNAS DE DESTILACIÓN</u></b>	<b>19</b>
<b>7. <u>CONDENSADORES</u></b>	<b>23</b>
<b>8. <u>REHERVIDORES</u></b>	<b>27</b>


## **1. INTRODUCCIÓN**


En el presente Anexo, perteneciente al trabajo fin de grado denominado “INTEGRACIÓN ENERGÉTICA DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CUMENO PARA LA PRODUCCIÓN DE 10000 Tn/año”, aparece la información relativa a las características técnicas y el dimensionado de los equipos que componen la planta de producción de cumeno, antes de aplicar el proceso de integración energética, en forma de hojas de especificaciones. Algunos de los equipos que no están relacionados con los procesos de intercambio de calor, permanecen inalterables.

**2. BOMBAS**


		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</b>		<b>Item n°</b>  P-101
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 001/2010				
<b>Dirección:</b> Calle				
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial			<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>DESCRIPCIÓN DE LA BOMBA</b>				
Bomba centrífuga de etapa simple y doble succión				
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>				
Temperatura de entrada bomba (K)	298	Temperatura de salida bomba (K)	299,7899	
Presión de entrada bomba (atm)	1	Presión de salida bomba (atm)	25	
Entalpía (MJ/h)	14731	Entalpía (MJ/h)	14805	
Caudal entrada bomba (Kg/h)	23434,1995	Caudal salida bomba (Kg/h)	23434,1995	
<b>CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA</b>				
Eficiencia intrínseca (%)	64	Eficiencia de la bomba (%)	89	
NPSH requerida (m)	2,25	NPSH disponible (m)	10,3672	
Potencia (kW)	20,3846	Velocidad de la bomba (rpm)	3500	
<b>PRUEBAS</b>				
Accionamiento válvula de seguridad	Test mecánico			
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	Fecha	Localización Cartagena	Firma	


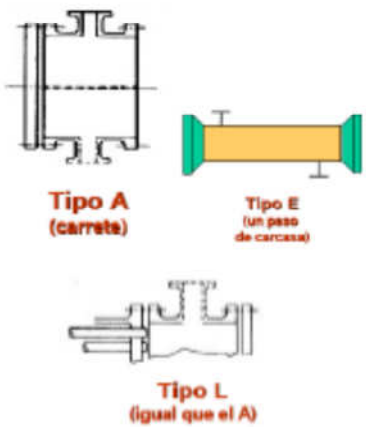


	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</b>		<b>Item n°</b>  P-102
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 002/2010			
<b>Dirección:</b> Calle			
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>DESCRIPCIÓN DE LA BOMBA</b>			
Bomba centrífuga de etapa simple y doble succión			
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>			
<b>Temperatura de entrada bomba (K)</b>	298	<b>Temperatura de salida bomba (K)</b>	299,2635
<b>Presión de entrada bomba (atm)</b>	11,5	<b>Presión de salida bomba (atm)</b>	25
<b>Entalpia (MJ/h)</b>	-508,39	<b>Entalpia (MJ/h)</b>	-475,58
<b>Caudal entrada bomba (Kg/h)</b>	10544,3420	<b>Caudal salida bomba (Kg/h)</b>	10544,3420
<b>CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA</b>			
<b>Eficiencia intrínseca (%)</b>	63	<b>Eficiencia de la bomba (%)</b>	87,27
<b>NPSH requerida (m)</b>	1,75	<b>NPSH disponible (m)</b>	3,48157
<b>Potencia (kW)</b>	9,11559	<b>Velocidad de la bomba (rpm)</b>	3500
<b>PRUEBAS</b>			
<b>Accionamiento válvula de seguridad</b>	Test mecánico		
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	<b>Fecha</b>	<b>Localización</b> Cartagena	<b>Firma</b>


	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</b>		<b>Item n°</b>  P-103
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 003/2010			
<b>Dirección:</b> Calle			
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>DESCRIPCIÓN DE LA BOMBA</b>			
Bomba centrífuga de etapa simple y doble succión			
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>			
<b>Temperatura de entrada bomba (K)</b>	296,4941	<b>Temperatura de salida bomba (K)</b>	298,3653
<b>Presión de entrada bomba (atm)</b>	11,5	<b>Presión de salida bomba (atm)</b>	0,25
<b>Entalpía (MJ/h)</b>	8576,2	<b>Entalpía (MJ/h)</b>	8622
<b>Caudal entrada bomba (Kg/h)</b>	13991,6006	<b>Caudal salida bomba (Kg/h)</b>	13991,6006
<b>CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA</b>			
<b>Eficiencia intrínseca (%)</b>	63,5	<b>Eficiencia de la bomba (%)</b>	88
<b>NPSH requerida (m)</b>	1,30	<b>NPSH disponible (m)</b>	3,48157
<b>Potencia (kW)</b>	12,7198	<b>Velocidad de la bomba (rpm)</b>	3500
<b>PRUEBAS</b>			
<b>Accionamiento válvula de seguridad</b>	Test mecánico		
<b>Departamento Ingeniería Química y Ambiental</b>	<b>Fecha</b>	<b>Localización Cartagena</b>	<b>Firma</b>


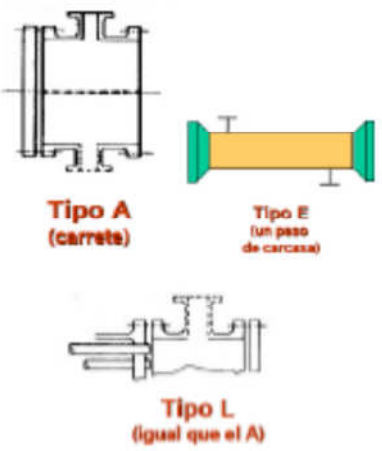
### 3. INTERCAMBIADORES DE CALOR


	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</b>	<b>Item n°</b>  E-101
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 004/2010		
<b>Dirección:</b> Calle		
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>		
	<b>Carcasa</b>	<b>Tubos</b>
<b>Nombre del fluido</b>	Vapor de agua saturado	Corriente de proceso
<b>Flujo (Kg/h)</b>	5300.4	47958.9
<b>Líquido (Kg/h)</b>	0	47958.9
<b>Vapor (Kg/h)</b>	5300.4	0
<b>No condensable (Kg/h)</b>	0	0
<b>Evap./Cond.</b>	5300.4	5692.5
<b>Temperatura (Entr/Sal)(K)</b>	420.779/417.835	299.062/400
<b>Presión de Operación (atm)</b>	4.40	25
<b>Velocidad (m/s)</b>	2	0.53
<b>Pérdida de Presión (atm)</b>	0.340/0.060	0.340/0.052
<b>PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS</b>		
<b>Densidad (Kg/m³)</b>	2.36/918.97/ 2.21/921.39	43.90/749.80/ 43.31/576.05
<b>Conductividad (W/m.K)</b>	0.03/0.69 / 0.03/0.69	0.03/0.13 / 0.03/0.10
<b>Calor Especifico (J/Kg.K)</b>	34434.75/77554.23/34410.48/77423.39	82126.86/125448.88/84582.62/155722.70
<b>Viscosidad (Pa.s)</b>	0.00/0.00 / 0.00/0.00	0.00/0.00 / 0.00/0.00
<b>Calor latente (J/Kg)</b>	2133610.87	212762.18
<b>Factor de ensuciamiento (m².K/W)</b>	0.000176	0.000176


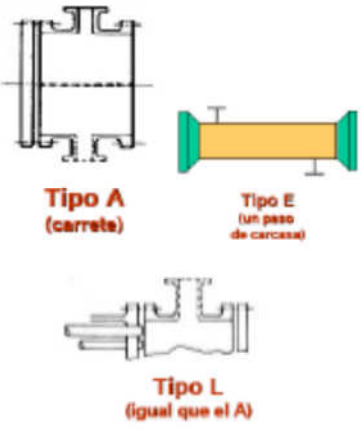
		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</b>		<b>Item n°</b>  E-101
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 004/2010				
<b>Dirección:</b> Calle				
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial			<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>				
Calor intercambiado (MJ/h)	1.135e+004			
LMTD (Corregido) (K)	50.44			
Área requerida (m <sup>2</sup> )	84.91			
TEMA	AEL			
Deflectores	14			
Corte (%)	27			
Sobredimensionamiento (%)	8.23			
Área disponible (m <sup>2</sup> )	91.90			
<b>TUBOS</b>		<b>CARCASA</b>		
Tipo de tubo: Bare		Tipo de carcasa: A-285-C		
Material: Acero al Carbono		Tipo de cabezal: A-285-C		
N° Tubos: 257		Tipo de cubierta: A-285-C		
Diámetro exterior (m): 0.01905		Diámetro (m): 0.75		
Diámetro interior (m): 0.0174		N° de pasos: 1		
N° de pasos: 1		Resistencia ensuciamiento(W/m <sup>2</sup> ·K): 1031.6		
Longitud (m): 6.10		Velocidad (m/s): 2		
Resistencia ensuciamiento (W/m <sup>2</sup> ·K): 1031.6				
Velocidad (m/s): 0.53				
<b>MATERIALES</b>				
Carcasa: Acero al Carbono		Tubos: Acero al Carbono		
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	Fecha	Localización Cartagena	Firma	




	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</b>	<b>Item n°</b>  E-102
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 005/2010		
<b>Dirección:</b> Calle		
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010
<b>CONDICIONES DE OPERACION</b>		
	<b>Carcasa</b>	<b>Tubos</b>
<b>Nombre del fluido</b>	Vapor	Corriente de proceso
<b>Flujo (Kg/h)</b>	118817.0	46700.1
<b>Líquido (Kg/h)</b>	0	40740.8
<b>Vapor (Kg/h)</b>	118817.0	5959.3
<b>No condensable (Kg/h)</b>	0	0
<b>Evap./Cond.</b>	0	40740.8
<b>Temperatura (Entr/Sal)(K)</b>	660.000/526.431	400.000/623.000
<b>Presión de Operación (atm)</b>	41.80	25
<b>Velocidad (m/s)</b>	2.46	0.17
<b>Pérdida de Presión (atm)</b>	0.340/0.267	0.340/0.034
<b>PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS</b>		
<b>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	14.85/0.00 / 20.23/0.00	43.31/576.04/ 34.88/632.97
<b>Conductividad (W/m.K)</b>	0.06/0.00 / 0.04/0.00	0.03/0.10 / 0.05/0.09
<b>Calor Especifico (J/Kg.K)</b>	37033.51/0.00 /35515.71/0.00	84584.09/155729.31/145169.63/191509.38
<b>Viscosidad (Pa.s)</b>	0.00/0.00 / 0.00/0.00	0.00/0.00 / 0.00/0.00
<b>Calor latente (J/Kg)</b>	0	249029.95
<b>Factor de ensuciamiento (m<sup>2</sup>.K/W)</b>	0.000176	0.000176


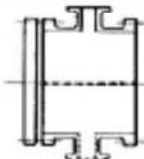


		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</b>		<b>Item n°</b>  E-102
Cliente: Universidad Politécnica de Cartagena Referencia n°: 004/2010				
Dirección: Calle				
Localización de planta: Polígono Industrial			Fecha: 28/09/2010	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>				
Calor intercambiado (MJ/h)	3.180e+004			
LMTD (Corregido) (K)	90.45			
Area requerida (m <sup>2</sup> )	976.56			
TEMA	AEL			
Deflectores	6			
Corte (%)	15			
Sobredimensionamiento (%)	18.36			
Area disponible (m <sup>2</sup> )	1155.83			
<b>TUBOS</b>		<b>CARCASA</b>		
Tipo de tubo: Bare		Tipo de carcasa: A-285-C		
Material: Acero al Carbono		Tipo de cabezal: A-285-C		
N° Tubos: 6541		Tipo de cubierta: A-285-C		
Diámetro exterior (m): 0.01905		Diámetro (m): 2.1336		
Diámetro interior (m): 0.0174		N° de pasos: 1		
N° de pasos: 1		Resistencia ensuciamiento (W/m <sup>2</sup> ·K): 104.1		
Longitud (m): 3.05		Velocidad (m/s): 2.46		
Resistencia ensuciamiento (W/m <sup>2</sup> ·K): 104.1				
Velocidad (m/s): 0.17				
<b>MATERIALES</b>				
Carcasa: Acero al Carbono		Tubos: Acero al Carbono		
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	Fecha	Localización Cartagena	Firma	


	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</b>	<b>Item n°</b>  E-103
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 006/2010		
<b>Dirección:</b> Calle		
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>		
	<b>Carcasa</b>	<b>Tubos</b>
<b>Nombre del fluido</b>	Agua de refrigeración	Corriente de proceso
<b>Flujo (Kg/h)</b>	179818.0	46699.9
<b>Líquido (Kg/h)</b>	179818.0	0
<b>Vapor (Kg/h)</b>	0	46699.9
<b>No condensable (Kg/h)</b>	0	0
<b>Evap./Cond.</b>	0	10137.3
<b>Temperatura (Entr/Sal)(K)</b>	303.000/318.000	623.000/528.000
<b>Presión de Operación (atm)</b>	5	25
<b>Velocidad (m/s)</b>	0.76	2.15
<b>Pérdida de Presión (atm)</b>	0.340/0.268	0.340/0.012
<b>PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS</b>		
<b>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	0.00/995.39/ 0.00/990.03	44.69/579.62/ 56.13/587.91
<b>Conductividad (W/m.K)</b>	0.00/0.61 / 0.00/0.63	0.05/0.07 / 0.04/0.07
<b>Calor Específico (J/Kg.K)</b>	0.00/75297.28/ 0.00/75231.86	178659.07/285762.81/149582.81/275503.40
<b>Viscosidad (Pa.s)</b>	0.00/0.00 / 0.00/0.00	0.00/0.00 / 0.00/0.00
<b>Calor latente (J/Kg)</b>	0	176515.20
<b>Factor de ensuciamiento (m<sup>2</sup>.K/W)</b>	0.000176	0.000176


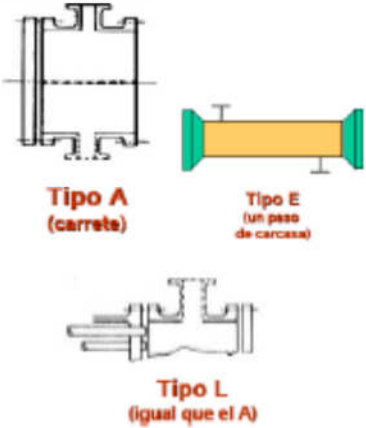
		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</b>		<b>Item n°</b>  E-103
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 004/2010				
<b>Dirección:</b> Calle				
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial			<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>				
Calor intercambiado (MJ/h)	1.127e+004			
LMTD (Corregido) (K)	256.67			
Área requerida (m <sup>2</sup> )	26.81			
TEMA	AEL			
Deflectores	5			
Corte (%)	17			
Sobredimensionamiento (%)	17.49			
Área disponible (m <sup>2</sup> )	31.5			
<b>TUBOS</b>		<b>CARCASA</b>		
Tipo de tubo: Bare		Tipo de carcasa: A-285-C		
Material: Acero al Carbono		Tipo de cabezal: A-285-C		
N° Tubos: 556		Tipo de cubierta: A-285-C		
Diámetro exterior (m): 0.01905		Diámetro (m): 0.635		
Diámetro interior (m): 0.0174		N° de pasos: 1		
N° de pasos: 1		Resistencia ensuciamiento (W/m <sup>2</sup> ·K): 552.6		
Longitud (m): 1.83		Velocidad (m/s): 0.76		
Resistencia ensuciamiento (W/m <sup>2</sup> ·K): 552.6				
Velocidad (m/s): 2.15				
<b>MATERIALES</b>				
Carcasa: Acero al Carbono		Tubos: Acero al Carbono		
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	Fecha	Localización Cartagena	Firma	



	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</b>	<b>Item n°</b>  E-104
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 007/2010		
<b>Dirección:</b> Calle		
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010
<b>CONDICIONES DE OPERACION</b>		
	<b>Carcasa</b>	<b>Tubos</b>
<b>Nombre del fluido</b>	Agua de refrigeración	Corriente de proceso
<b>Flujo (Kg/h)</b>	257636.2	47958.8
<b>Líquido (Kg/h)</b>	257636.2	10036.1
<b>Vapor (Kg/h)</b>	0.0	37922.6
<b>No condensable (Kg/h)</b>	0	0
<b>Evap./Cond.</b>	0	32918.4
<b>Temperatura (Entr/Sal)(K)</b>	303.000/318.000	528.000/446.800
<b>Presión de Operación (atm)</b>	5	25
<b>Velocidad (m/s)</b>	0.75	2.25
<b>Pérdida de Presión (atm)</b>	0.340/0.222	0.340/0.095
<b>PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS</b>		
<b>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	0.00/995.39/ 0.00/990.03	56.42/587.45/ 42.56/638.03
<b>Conductividad (W/m.K)</b>	0.00/0.61 / 0.00/0.63	0.04/0.07 / 0.03/0.09
<b>Calor Específico (J/Kg.K)</b>	0.00/75297.28/ 0.00/75231.86	149689.13/274671.35/99350.11/201988.55
<b>Viscosidad (Pa.s)</b>	0.00/0.00 / 0.00/0.00	0.00/0.00 / 0.00/0.00
<b>Calor latente (J/Kg)</b>	0	221640.90
<b>Factor de ensuciamiento (m<sup>2</sup>.K/W)</b>	0.000176	0.000176


		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</b>		<b>Item n°</b>  E-104
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 007/2010 <b>Dirección:</b> Calle				
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial			<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>				
Calor intercambiado (MJ/h)	1.615e+004	 <b>Tipo A</b> (carreta)  <b>Tipo E</b> (un paso de carcasa)  <b>Tipo L</b> (igual que el A)		
LMTD (Corregido) (K)	179.29			
Área requerida (m <sup>2</sup> )	31.18			
TEMA	AEL			
Deflectores	3			
Corte (%)	39			
Sobredimensionamiento (%)	17.49			
Área disponible (m <sup>2</sup> )	35.10			
<b>TUBOS</b>		<b>CARCASA</b>		
Tipo de tubo: Bare		Tipo de carcasa: A-285-C		
Material: Acero al Carbono		Tipo de cabezal: A-285-C		
N° Tubos: 198		Tipo de cubierta: A-285-C		
Diámetro exterior (m): 0.01905		Diámetro (m): 0.38735		
Diámetro interior (m): 0.0174		N° de pasos: 1		
N° de pasos: 1		Resistencia ensuciamiento (W/m <sup>2</sup> ·K): 1166.4		
Longitud (m): 3.05		Velocidad (m/s): 0.75		
Resistencia ensuciamiento (W/m <sup>2</sup> ·K): 1166.4				
Velocidad (m/s): 2.25				
<b>MATERIALES</b>				
Carcasa: Acero al Carbono		Tubos: Acero al Carbono		
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	Fecha	Localización Cartagena	Firma	


	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</b>	<b>Item n°</b>  E-105
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 008/2010		
<b>Dirección:</b> Calle		
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>		
	<b>Carcasa</b>	<b>Tubos</b>
<b>Nombre del fluido</b>	Agua de refrigeración	Corriente de proceso
<b>Flujo (Kg/h)</b>	234906.1	47958.8
<b>Líquido (Kg/h)</b>	234906.1	42954.6
<b>Vapor (Kg/h)</b>	0	5004.2
<b>No condensable (Kg/h)</b>	0	0
<b>Evap./Cond.</b>	0	5004.2
<b>Temperatura (Entr/Sal)(K)</b>	303.000/318.000	446.800/313.000
<b>Presión de Operación (atm)</b>	5	25
<b>Velocidad (m/s)</b>	0.38	0.09
<b>Pérdida de Presión (atm)</b>	0.340/0.272	0.340/0.033
<b>PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS</b>		
<b>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	0.00/995.39/ 0.00/990.03	42.56/638.03/ 0.00/785.11
<b>Conductividad (W/m.K)</b>	0.00/0.61 / 0.00/0.63	0.03/0.09 / 0.03/0.12
<b>Calor Específico (J/Kg.K)</b>	0.00/75297.28/ 0.00/75231	86 99350.11/201988.55/93022.38/149598.14
<b>Viscosidad (Pa.s)</b>	0.00/0.00 / 0.00/0.00	0.00/0.00 / 0.00/0.00
<b>Calor latente (J/Kg)</b>	0	190017.44
<b>Factor de ensuciamiento (m<sup>2</sup>.K/W)</b>	0.000176	0.000176

		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES INTERCAMBIADOR DE CALOR</b>		<b>Item n°</b>  E-105
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 008/2010 <b>Dirección:</b> Calle				
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial			<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>				
Calor intercambiado (MJ/h)	1.472e+004			
LMTD (Corregido) (K)	51.13			
Área requerida (m <sup>2</sup> )	485.42			
TEMA	AEL			
Deflectores	14			
Corte (%)	23			
Sobredimensionamiento (%)	1.95			
Area disponible (m <sup>2</sup> )	494.90			
<b>TUBOS</b>		<b>CARCASA</b>		
Tipo de tubo: Bare		Tipo de carcasa: A-285-C		
Material: Acero al Carbono		Tipo de cabezal: A-285-C		
N° Tubos: 1384		Tipo de cubierta: A-285-C		
Diámetro exterior (m): 0.01905		Diámetro (m): 0.9906		
Diámetro interior (m): 0.0174		N° de pasos: 1		
N° de pasos: 1		Resistencia ensuciamiento(W/m <sup>2</sup> ·K): 176		
Longitud (m): 6.10		Velocidad (m/s): 0.38		
Resistencia ensuciamiento (W/m <sup>2</sup> ·K): 176				
Velocidad (m/s): 0.09				
<b>MATERIALES</b>				
Carcasa: Acero al Carbono		Tubos: Acero al Carbono		
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	Fecha	Localización Cartagena	Firma	





#### 4- DESTILADOR FLASH

	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES DESTILADOR FLASH</b>		<b>Item n°</b>  V-101
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 009/2010			
<b>Dirección:</b> Calle			
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>PROPIEDADES DE LA CORRIENTE CIRCULANTE</b>			
	<b>Vapor</b>	<b>Líquido</b>	
<b>Flujo (Kg/h)</b>	19753.3400	28205.4101	
<b>Flujo (m³/h)</b>	31227.3583	33.1681	
<b>Densidad (Kg/m³)</b>	0.6326	850.3789	
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>			
<b>Tiempo de retención (minutos)</b>	9.7762	<b>Eficacia de las juntas de la carcasa</b>	1.0000
<b>Presión de diseño (atm)</b>	27.5000	<b>Constante K (m/s)</b>	0.1677
<b>Máxima presión permisible (atm)</b>	1021.7108	<b>Velocidad máxima de flujo (m/s)</b>	6.1479
<b>DATOS DE DISEÑO</b>			
<b>Volumen total del recipiente (m3)</b>	13.6109	<b>Peso del cabezal (kg)</b>	2093.6296
<b>Longitud (m)</b>	4.5720	<b>Densidad del recipiente (kg/m3)</b>	7833.4128
<b>Diámetro interno (m)</b>	1.8288	<b>Peso total Vacío (kg)</b>	8065.2551
<b>Relación Longitud /Diámetro</b>	2.5000	<b>Peso total lleno (kg)</b>	19639.6538
<b>Espesor de la carcasa (m)</b>	0.0286	<b>Peso máximo permisible (kg)</b>	21252.7055
<b>Peso de la carcasa (kg)</b>	5971.6259	<b>Espesor del cabezal (m)</b>	0.0286
<b>Tipo de cabezal</b>	Elipsoidal	<b>Coefficiente de seguridad en el peso (%)</b>	20.0000
<b>Eficacia de las juntas del cabezal</b>	1.0000	<b>Permeabilidad a la corrosión (m)</b>	0.0032

	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES DESTILADOR FLASH</b>		<b>Item n°</b>  V-101
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 009/2010			
<b>Dirección:</b> Calle			
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial			<b>Fecha:</b> 28/09/2010
<b>MATERIALES</b>			
Acero al carbono			
<b>Departamento</b> Ingeniería Química y Ambiental	<b>Fecha</b>	<b>Localización</b> Cartagena	<b>Firma</b>


## 5. REACTOR QUÍMICO

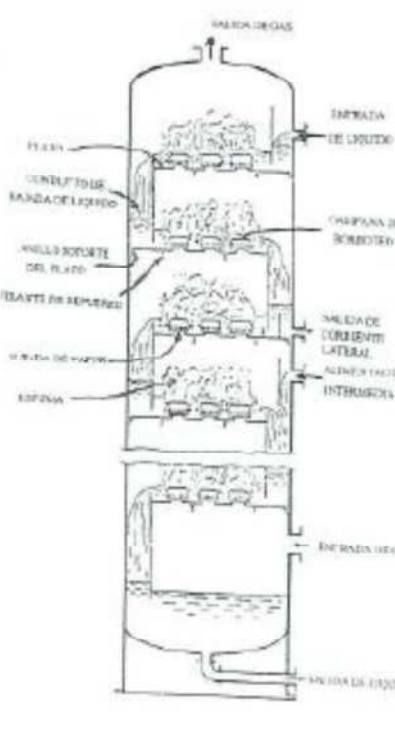
	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES DEL REACTOR</b>		<b>Item n°</b>  R-101
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 010/2010			
<b>Dirección:</b> Calle			
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO</b>			
Reactor multitubular de lecho fijo			
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>			
	<b>Carcasa</b>	<b>Tubos</b>	
<b>Fluido</b>	Proceso	Vapor refrigerante	
<b>Temperatura (entrada/salida)(K)</b>	623 / 623	527 / 527	
<b>Presión (atm)</b>	25	25	
<b>Entalpía(entrada/salida)(K)</b>	65092/53344	-0.0024 / -0.0027	
<b>Flujo (kg/h)</b>	6948	46700	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>			
<b>CARCASA</b>		<b>TUBOS</b>	
<b>Disposición</b>	Horizontal	<b>Diámetro exterior (m)</b>	0.019
<b>Diámetro (m)</b>	1.7	<b>Espesor (m)</b>	0.002
<b>Nº pasos</b>	1	<b>Diámetro interior (m)</b>	0.016
<b>Disposición de tubos</b>	Triangular rotada	<b>Longitud (m)</b>	6.100
<b>Cabezales</b>	Elíptico	<b>Espaciado entre tubos (m)</b>	0.020
<b>Eficiencia de juntas</b>	1	<b>Nº de pasos</b>	1
<b>Volumen (m³)</b>	13.71	<b>Nº de tubos</b>	75
<b>Calor generado (MJ/h)</b>	11748	<b>Modo operación</b>	Isotérmico


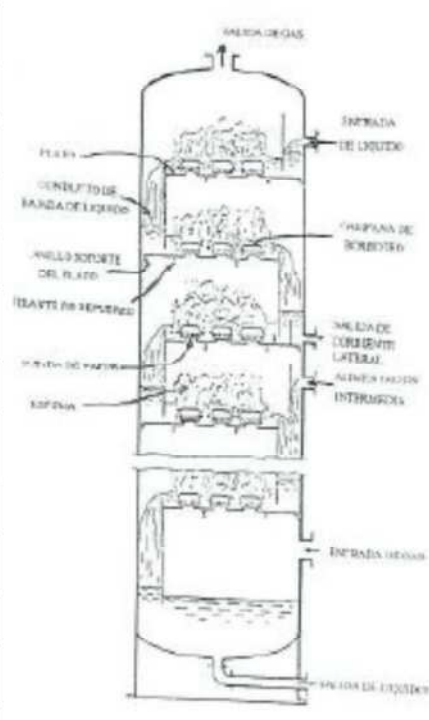
	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES DEL REACTOR</b>		<b>Item n°</b>  <b>R-101</b>
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 010/2010			
<b>Dirección:</b> Calle			
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial			<b>Fecha:</b> 28/09/2010
<b>MATERIALES</b>			
<b>CARCASA</b>	Acero al carbono	<b>TUBOS</b>	Acero al carbono
<b>CABEZALES</b>	Acero al carbono		
<b>ACCESORIOS Y PRUEBAS</b>			
Test mecánico	x	Accionamiento válvula seguridad	x
Test presión hidrostática	x	Equipo montado y en puesto en funcionamiento	x
<b>NOTAS</b>			
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	<b>Fecha</b>	<b>Localización</b> Cartagena	<b>Firma</b>




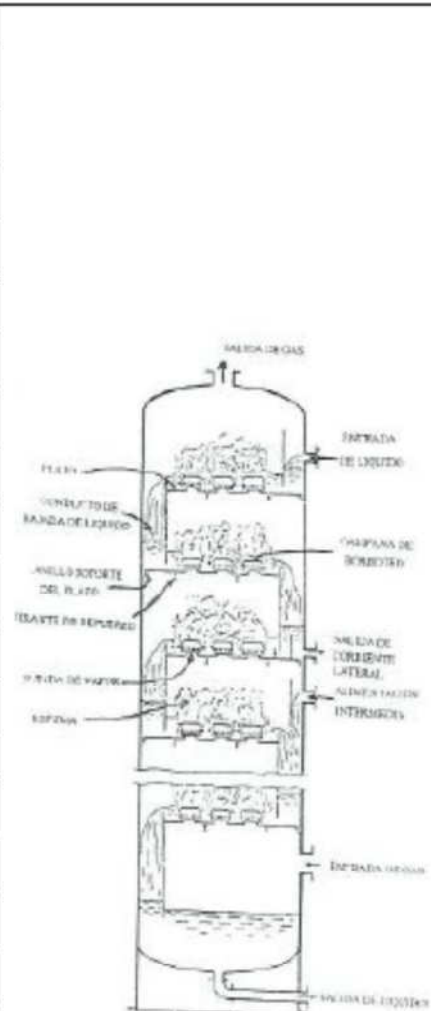
## 6. COLUMNAS DE DESTILACIÓN


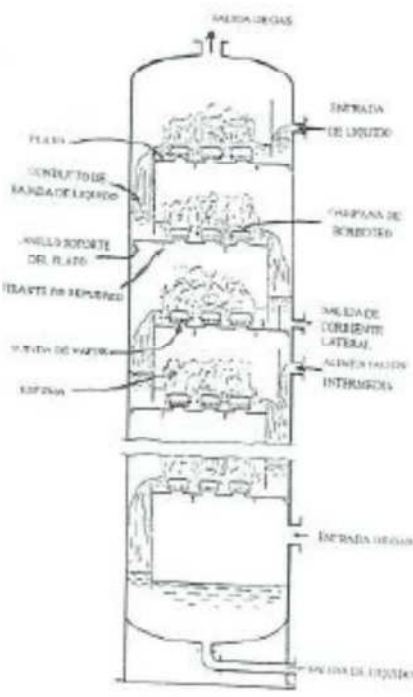
	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES COLUMNA DE DESTILACIÓN T-101</b>	<b>Item n°</b>  <b>T-101</b>
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 011/2010		
<b>Dirección:</b> Calle		
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>		
<b>Corriente de proceso</b>		
Caudal de entrada (Kmol/h)	279.0423	
Fracción vapor	0.00068	
Caudal cabeza (Kmol/h)	165.1613	
Caudal fondo (Kmol/h)	113.8812	
Relación de reflujo	8.21206	
Temperatura entrada (K)	313	
Temperatura cabeza (K)	294.208	
Temperatura fondo (K)	380.556	
Presión entrada (atm)	0.25	
Presión cabeza (atm)	0.25	
Presión fondo (atm)	0.25	
Tipo de columna	SCDS	
<b>DISEÑO DEL PLATO</b>		
Nº de platos	27	
Eficiencia (%)	28	
Plato de alimentación	13	
Tipo de plato	V-1	
Espaciado entre platos (m)	0.6096	
Longitud del bajante (m)	1.058	
Altura del vertedero (m)	0.044	
Area de plato (m <sup>2</sup> )	18.679	



		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES COLUMNA DE DESTILACIÓN T-101</b>		<b>Item n°</b>  <b>T-101</b>
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 011/2010				
<b>Dirección:</b> Calle				
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial			<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>DISEÑO DEL PLATO</b>				
Espesor del plato (m)	0.002			
Area efectiva del plato (m <sup>2</sup> )	17.490			
Area de orificios (m <sup>2</sup> )	3.323			
Material	Acero al carbono			
Caída de presión (atm)	0.008			
<b>DIMENSIONES DE LA COLUMNA</b>				
Diámetro de la columna (m)	5.1816			
Diámetro interior cubierta (m)	4.877			
Altura total columna (m)	16.45			
Caída presión total (atm)	0.21			
Espesor cubierta (m)	0.0056			
Cabezales	Elíptico			
Espesor cabezal (m)	0.0056			
Apoyo y sujeciones	Faldón			
<b>MATERIALES</b>				
Cubiertas	Acero al carbono			
Cabezales	Acero al carbono			
Toberas	Acero al carbono			
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	<b>Fecha</b>	<b>Localización</b> Cartagena	<b>Firma</b>	


	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES COLUMNA DE DESTILACIÓN</b>	<b>Item nº</b>  T-102
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena		
<b>Referencia nº:</b> 014/2010		
<b>Dirección:</b> Calle		
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>		
<b>Corriente de proceso</b>		
Caudal de entrada (Kmol/h)	107.8032	
Fracción vapor	0	
Caudal cabeza (Kmol/h)	102.3417	
Caudal fondo (Kmol/h)	5.4614	
Relación de reflujo	0.4452	
Temperatura entrada (K)	379.9629	
Temperatura cabeza (K)	378.6476	
Temperatura fondo (K)	431.9333	
Presión entrada (atm)	0.25	
Presión cabeza (atm)	0.25	
Presión fondo (atm)	0.25	
Tipo de columna	Columna de platos	
<b>DISEÑO DEL PLATO</b>		
Nº de platos	19	
Eficiencia (%)	43	
Plato de alimentación	10	
Tipo de plato	V-1	
Espaciado entre platos (m)	0.6096	
Longitud del bajante (m)	1.08	
Altura del vertedero (m)	0.051	
Area de plato (m²)	2.627	


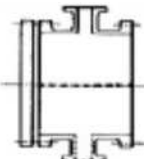





	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES COLUMNA DE DESTILACIÓN</b>		<b>Item n°</b>  <b>T-102</b>
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 014/2010			
<b>Dirección:</b> Calle			
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>DISEÑO DEL PLATO</b>			
Espesor del plato (m)	0.002		
Área efectiva del plato (m <sup>2</sup> )	2.627		
Área de orificios (m <sup>2</sup> )	0.483		
Material	Acero al carbono		
Caída de presión (atm)	0.006		
<b>DIMENSIONES DE LA COLUMNA</b>			
Diámetro de la columna (m)	4.883		
Diámetro interior cubierta (m)	4.886		
Altura total columna (m)	9.58		
Caída presión total (atm)	0.112		
Espesor cubierta (m)	0.003		
Cabezales	Elípticos		
Espesor cabezal (m)	0.003		
Apoyo y sujeciones	Faldón		
<b>MATERIALES</b>			
Cubiertas	Acero al carbono		
Cabezales	Acero al carbono		
Toberas	Acero al carbono		
<b>Departamento</b> Ingeniería Química y Ambiental	<b>Fecha</b>	<b>Localización</b> Cartagena	<b>Firma</b>


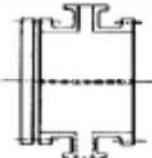




## 7. CONDENSADORES

	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES CONDENSADOR E-106</b>	<b>Item nº</b>  E-106
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia nº:</b> 012/2010		
<b>Dirección:</b> Calle		
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>		
	<b>Carcasa</b>	<b>Tubos</b>
<b>Nombre del fluido</b>	Agua de refrigeración	Corriente de proceso
<b>Flujo (Kg/h)</b>	1282076.1	118075.0
<b>Líquido (Kg/h)</b>	1282076.1	318.8
<b>Vapor (Kg/h)</b>	0	117756.1
<b>No condensable (Kg/h)</b>	0	0
<b>Evap./Cond.</b>	0	117756.1
<b>Temperatura (Entr/Sal)(K)</b>	283.000/293.000	314.409/294.176
<b>Presión de Operación (atm)</b>	5	0.25
<b>Velocidad (m/s)</b>	0.31	0.47
<b>Pérdida de Presión (atm)</b>	0.500/0.189	0.025/0.006
<b>PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS</b>		
<b>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	0.00/999.38/ 0.00/997.87	0.76/856.09/ 0.71/873.35
<b>Conductividad (W/m.K)</b>	0.00/0.58 / 0.00/0.60	0.01/0.14 / 0.01/0.14
<b>Calor Específico (J/Kg.K)</b>	0.00/75787.92/ 0.00/75493.53	87314.41/141817.26/82679.40/135345.71
<b>Viscosidad (Pa.s)</b>	0.00/0.00 / 0.00/0.00	0.00/0.00 / 0.00/0.00
<b>Calor latente (J/Kg)</b>	0	422313.02
<b>Factor de ensuciamiento (m<sup>2</sup>.K/W)</b>	0.000176	0.000176


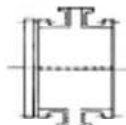
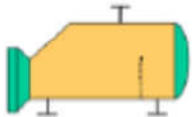
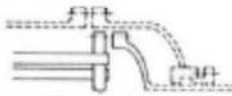
		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES CONDENSADOR</b>		<b>Item n°</b>  E-106				
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 012/2010 <b>Dirección:</b> Calle								
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial			<b>Fecha:</b> 28/09/2010					
<b>DATOS DE DISEÑO</b>								
Calor intercambiado (MJ/h)	5.381e+004	 <b>Tipo A</b> (carrete)  <b>Tipo E</b> (un paso de carcasa)  <b>Tipo L</b> (igual que el A)						
LMTD (Corregido) (K)	23.74							
Área requerida (m <sup>2</sup> )	1158.46							
TEMA	AEL							
Deflectores	7							
Corte (%)	15							
Sobredimensionamiento (%)	11.91							
Área disponible (m <sup>2</sup> )	1296.43							
<b>TUBOS</b>		<b>CARCASA</b>						
Tipo de tubo: Bare		Tipo de carcasa: A-285-C						
Material: Acero al carbono		Tipo de cabezal: A-285-C						
N° Tubos: 1400		Tipo de cubierta: A-285-C						
Diámetro exterior (m): 0.0508		Diámetro (m): 3.2						
Diámetro interior (m): 0.049		N° de pasos: 1						
N° de pasos: 1		Resistencia ensuciamiento (W/m <sup>2</sup> ·K): 677.8						
Longitud (m): 6.03		Velocidad (m/s): 0.31						
Resistencia ensuciamiento (W/m <sup>2</sup> ·K): 677.8								
Velocidad (m/s): 0.47								
<b>MATERIALES</b>								
Carcasa: Acero al Carbono		Tubos: Acero al Carbono						
<table border="1" style="width: 100%;"> <tr> <td>Departamento Ingeniería Química y Ambiental</td> <td>Fecha</td> <td>Localización Cartagena</td> <td>Firma</td> </tr> </table>					Departamento Ingeniería Química y Ambiental	Fecha	Localización Cartagena	Firma
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	Fecha	Localización Cartagena	Firma					

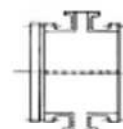
	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES CONDENSADOR</b>	<b>Item n°</b>  E-108
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena		
<b>Referencia n°:</b> 015/2010		
<b>Dirección:</b> Calle		
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		
<b>Fecha:</b> 28/09/2010		
<b>CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>		
	<b>Carcasa</b>	<b>Tubos</b>
<b>Nombre del fluido</b>	Agua de refrigeración	Corriente de proceso
<b>Flujo (Kg/h)</b>	95328.5	17767.0
<b>Líquido (Kg/h)</b>	95328.5	0
<b>Vapor (Kg/h)</b>	0	17767.0
<b>No condensable (Kg/h)</b>	0	0
<b>Evap./Cond.</b>	0	17766.3
<b>Temperatura (Entr/Sal)(K)</b>	303.000/318.000	378.933/378.646
<b>Presión de Operación (atm)</b>	5	0.25
<b>Velocidad (m/s)</b>	0.03	2.35
<b>Pérdida de Presión (atm)</b>	0.340/0.017	0.340/0.011
<b>PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS</b>		
<b>Densidad (Kg/m<sup>3</sup>)</b>	0.00/995.39/ 0.00/990.03	0.98/787.90/ 0.98/788.16
<b>Conductividad (W/m.K)</b>	0.00/0.61 / 0.00/0.63	0.02/0.11 / 0.02/0.11
<b>Calor Especifico (J/Kg.K)</b>	0.00/75297.28/ 0.00/75231.86	188540.50/249072.62/187500.11/248820.87
<b>Viscosidad (Pa.s)</b>	0.00/0.00 / 0.00/0.00	0.00/0.00 / 0.00/0.00
<b>Calor latente (J/Kg)</b>	0	335754.87
<b>Factor de ensuciamiento (m<sup>2</sup>.K/W)</b>	0.000176	0.000176

		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES CONDENSADOR</b>		<b>Item n°</b>  E-108
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 015/2010				
<b>Dirección:</b> Calle				
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial			<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>				
Calor intercambiado (MJ/h)	5.974e+003	 <b>Tipo A</b> (carrete)  <b>Tipo E</b> (un paso de carcasa)  <b>Tipo L</b> (igual que el A)		
LMTD (Corregido) (K)	68.11			
Área requerida (m²)	70.30			
TEMA	AEL			
Deflectores	0			
Sobredimensionamiento (%)	11.91			
Área disponible (m²)	78.67			
<b>TUBOS</b>		<b>CARCASA</b>		
Tipo de tubo: Bare		Tipo de carcasa: A-285-C		
Material: Acero al carbono		Tipo de cabezal: A-285-C		
N° Tubos: 600		Tipo de cubierta: A-285-C		
Diámetro exterior (m): 0.0508		Diámetro (m): 2.2		
Diámetro interior (m): 0.049		N° de pasos: 1		
N° de pasos: 1		Resistencia ensuciamiento (W/m²·K): 396.7		
Longitud (m): 1.028		Velocidad (m/s): 0.03		
Resistencia ensuciamiento (W/m²·K): 396.7				
Velocidad (m/s): 2.35				
<b>MATERIALES</b>				
Carcasa: Acero al Carbono		Tubos: Acero al Carbono		
Departamento Ingeniería Química y Ambiental		Fecha	Localización Cartagena	Firma

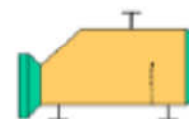


# 8. REHERVIDORES

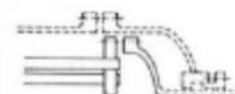
	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES REHERVIDOR</b>		<b>Item n°</b>  E-107
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 013/2010			
<b>Dirección:</b> Calle			
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>CONDICIONES DE OPERACION</b>			
	<b>Carcasa</b>	<b>Tubos</b>	 <b>Tipo A</b> (carreta)
<b>Nombre del fluido circulante</b>	Proceso	Vapor agua saturado	
<b>Flujo (kg/h)</b>	173303.3	32595.4	
<b>Temperatura (entrada/salida)(K)</b>	375.109/379.953	375.109/379.953	
<b>Velocidad (m/s)</b>	0.15	0.52	
<b>Presión</b>	0.25	41.8	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>			 <b>Tipo K</b>
<b>Calor intercambiado (MJ/h)</b>	5.519e+004		
<b>LMTD (K)</b>	146.82		 <b>Tipo T</b> (cabezal flotante de arrastre "pull-through")
<b>TEMA</b>	AKT		
<b>Tipo de deflectores</b>	Segmentados		
<b>Número de deflectores</b>	18		
<b>Corte (%)</b>	15		
<b>Sobredimensionamiento (%)</b>	10.88		
<b>Espaciado entre deflectores (m)</b>	0.24		
<b>Area disponible (m²)</b>	648.84		
<b>Área requerida (m²)</b>	585.17		



**Tipo A**  
(carrata)


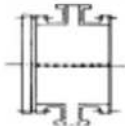
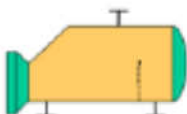
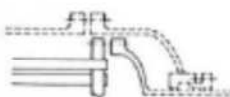


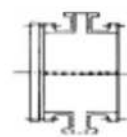
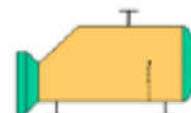
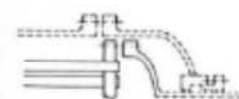
**Tipo K**



**Tipo T**  
(cabezal flotante de arrastre "pull-through")

		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES REHERVIDOR</b>		<b>Item n°</b>  <b>E-107</b>
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 013/2010				
<b>Dirección:</b> Calle				
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial			<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>				
<b>TUBOS</b>		<b>CARCASA</b>		
N° de tubos	1801	Disposición	Horizontal	
Longitud (m)	6.096	N° de pasos	1	
Diámetro exterior (m)	0.01905	Diámetro	2.06	
Diámetro interior (m)	0.0174			
Número de pasos	2			
Espaciado (m)	0.0238125			
<b>MATERIAL</b>				
Carcasa	Acero al carbono	Tubo	Acero al carbono	
Cabezales	Acero al carbono	Deflector	Acero al carbono	
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	Fecha	Localización Cartagena	Firma	

	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES REHERVIDOR</b>		<b>Item n°</b>  E-109
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 016/2010			
<b>Dirección:</b> Calle			
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial			<b>Fecha:</b> 28/09/2010
<b>CONDICIONES DE OPERACION</b>			
	<b>Carcasa</b>	<b>Tubos</b>	 <b>Tipo A</b> (carreta)
<b>Nombre del fluido circulante</b>	Proceso	Vapor agua saturado	
<b>Flujo (kg/h)</b>	21496.1	3025.7	
<b>Temperatura (entrada/salida)(K)</b>	431.216/431.934	458.674/457.853	
<b>Velocidad (m/s)</b>	0.1	0.19	
<b>Presión</b>	0.25	11.20	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>			
<b>Calor intercambiado (MJ/h)</b>		6.057e+003	 <b>Tipo K</b>
<b>LMTD (K)</b>		26.33	
<b>TEMA</b>		AKT	 <b>Tipo T</b> (cabezal flotante de arastre "pull-through")
<b>Tipo de deflectores</b>		Segmentados	
<b>Número de deflectores</b>		6	
<b>Corte (%)</b>		15	
<b>Sobredimensionamiento (%)</b>		14.35	
<b>Área disponible (m²)</b>		60.21	
<b>Area requerida (m²)</b>		52.65	


**Tipo A**  
(carreta)

**Tipo K**

**Tipo T**  
(cabezal flotante de arrastre "pull-through")

	<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES REHERVIDOR</b>		<b>Item n°</b> E-109
<b>Cliente:</b> Universidad Politécnica de Cartagena <b>Referencia n°:</b> 016/2010			
<b>Dirección:</b> Calle			
<b>Localización de planta:</b> Polígono Industrial		<b>Fecha:</b> 28/09/2010	
<b>DATOS DE DISEÑO</b>			
<b>TUBOS</b>		<b>CARCASA</b>	
<b>N° de tubos</b>	574	<b>Disposición</b>	Horizontal
<b>Longitud (m)</b>	1.83	<b>N° de pasos</b>	1
<b>Diámetro exterior (m)</b>	0.01905	<b>Diámetro</b>	0.489
<b>Diámetro interior (m)</b>	0.0174		
<b>Número de pasos</b>	2		
<b>Espaciado (m)</b>	0.02		
<b>MATERIAL</b>			
<b>Carcasa</b>	Acero al carbono	<b>Tubo</b>	Acero al carbono
<b>Cabezales</b>	Acero al carbono	<b>Deflector</b>	Acero al carbono
Departamento Ingeniería Química y Ambiental	<b>Fecha</b>	<b>Localización</b> Cartagena	<b>Firma</b>